

Helmar Tepper

**Zur Vergasung von Rest- und Abfallholz in
Wirbelschichtreaktoren für dezentrale
Energieversorgungsanlagen**

Dissertation

2005

Zur Vergasung von Rest- und Abfallholz in Wirbelschichtreaktoren für dezentrale Energieversorgungsanlagen

Dissertation

zur Erlangung des akademischen Grades

Doktoringenieur

(Dr.-Ing.)

von Dipl.-Ing. Helmar Tepper

geboren am 19.04.1971 in Genthin

genehmigt durch die Fakultät für Verfahrens- und Systemtechnik
der Otto-von-Guericke-Universität Magdeburg

Gutachter:

Prof. i.R. Dr.-Ing. habil. P. Käferstein

Prof. i.R. Dr. rer. nat. habil. H. Rau

Prof. Dr.-Ing. habil. E. Specht

Einreichung am 06.06.2005

Promotionskolloquium am 20.10.2005

Vorwort

Die vorliegende Arbeit entstand während meiner Tätigkeit als wissenschaftlicher Mitarbeiter am Institut für Apparate- und Umwelttechnik der Otto-von-Guericke-Universität Magdeburg und des Fraunhofer Institutes für Fabrikbetrieb und -automatisierung Magdeburg.

Mein besonderer Dank gilt Herrn Prof. Dr.-Ing. habil. P. Käferstein, der mir die Durchführung dieser Arbeit ermöglichte sowie durch unermüdlichen Druck und unzählige Diskussionen zum Gelingen beigetragen hat.

Herrn Prof. Dr. rer. nat. habil. H. Rau und Herrn Prof. Dr.-Ing. habil. E. Specht danke ich für die Übernahme der Begutachtung und für die wertvollen Hinweise.

Für die Wegbereitung bin ich Herrn Prof. Dr.-Ing. habil. W. Neidel, Herrn Doz. Dr.-Ing. L. Hoyer, Herrn PD Dr.-Ing. habil. R. Sontag, Herrn Dr.-Ing. M. Gohla und Herrn Dr.-Ing. R. E. Borghardt zu Dank verpflichtet.

Allen Mitarbeiterinnen und Mitarbeitern des Instituts für Apparate- und Umwelttechnik und des Fraunhofer Institutes für Fabrikbetrieb und -automatisierung, die mich bei der Durchführung dieser Arbeit in vielfältiger Weise begleitet und unterstützt haben, danke ich für die angenehme und kollegiale Zusammenarbeit.

Mein Dank gilt insbesondere Herrn Dr. rer. nat. U. Busse, Frau Chem.-Ing. S. Schlüsselburg und Frau M. Kupfernagel für die zahlreichen Laboranalysen. Herrn Dr.-Ing. E. Reimann und Herrn Dipl.-Ing. M. Schmidt danke ich für die Betreuung der Messtechnik. Für die Unterstützung bei den oftmals sehr aufwendigen experimentellen Arbeiten danke ich Herrn Dipl.-Ing. B. Lemin, Herrn Dipl.-Ing. A. Pomaraenke und Herrn C. Ferber sowie den ehemaligen studentischen Hilfskräften Dipl.-Ing. M. Strziga, Dipl.-Ing. I. Mednev und Dipl.-Ing. M. Köhler. Zudem danke ich allen Mitarbeitern der Institutswerkstatt, ohne deren Hilfe der dauerhafte Betrieb der Versuchsanlage nicht möglich wäre.

Des Weiteren möchte ich Herrn Dr.-Ing. M. Ising, Herrn Dr. rer. nat. C. Unger und Herrn Dipl.-Ing. H. Reimer vom Fraunhofer UMSICHT Oberhausen sowie Herrn Dr.-Ing. S. Hamel von der Universität Siegen für die angenehme und fruchtbare Zusammenarbeit danken.

Helmar Tepper

Kurzreferat

Die vorliegende Arbeit behandelt die thermochemische Konversion (Vergasung) von unbehandeltem Rest- und Abfallholz in brennbare Gase für die Nutzung in dezentralen Gasmotoren-Blockheizkraftwerken kleiner Leistung (1 bis 10 MW Brennstoffleistung).

Im allgemeinen Teil wird auf die Grundlagen der energetischen Nutzung fester Biomasse eingegangen, wobei die Teilprozesse der thermochemischen Konversion (Vergasung) näher beschrieben werden. Besonderes Augenmerk wird auf die Verfahren und den Stand der Technik der Biomassevergasung in dezentralen Anlagen gerichtet.

Der theoretische Teil umfasst eine Betrachtung der aus der Fachliteratur bekannten Vergasungsmodelle für feste Biomassen. Basierend auf dieser Betrachtung wird ein vereinfachtes kinetisches Modell für die Vergasung von unbehandeltem Rest- und Abfallholz mit Luft in stationären Wirbelschichtreaktoren abgeleitet. Es umfasst eine strömungsmechanische Betrachtung der Wirbelschicht nach HILLIGARDT, ein empirisches Pyrolysemodell sowie aus der Literatur entnommene globalkinetische Ansätze für die chemischen Hauptreaktionen.

Im experimentellen Teil dieser Arbeit wird eine halbtechnische Wirbelschichtvergasungs-Versuchsanlage mit $150 \text{ kW}_{\text{BRL}}$ für Versuche zur Vergasung von Waldrestholz benutzt. Wesentliche Ergebnisse dieser Versuche werden vorgestellt. Das abgeleitete Vergasermodell wird dazu benutzt, Standardeinstellungen der Versuchsanlage nachzurechnen und mit Messwerten zu vergleichen. Des Weiteren werden mit dem Modell wesentliche Reaktionspfade und -bereiche erklärt sowie abschließende Parametersimulationen durchgeführt.

Abstract

This dissertation examines the thermochemical conversion (gasification) of untreated scrap and waste wood in combustible gases for use in decentralized gas engine-cogeneration plants of low output (1 to 10 MW fuel power).

A general section goes into the basics of the energetic utilization of solid biomass, the subprocesses of thermochemical conversion being described in more detail. Special attention is given to the processes and state of the art of biomass gasification in decentralized plants.

A theoretical section analyzes the gasification models for solid biomass presented in the literature. Based on this analysis, a simplified kinetic model is derived for the gasification of untreated scrap and waste wood with air in bubbling fluidized bed reactors. It includes a fluid mechanic analysis of the fluidized bed based on HILLIGARDT, an empirical pyrolysis model and a global kinetic approach to the main chemical reaction taken from the literature.

An experimental section describes the tests of the gasification of forest scrap wood in a semi-industrial fluidized bed gasification test plant with 150 kW fuel power and presents the significant test results. The gasification model derived is applied to check the test plant's standard settings and compare them with measured values. Furthermore, the model is employed to explain basic reaction paths and zones and to perform concluding parameter simulations.

Inhalt

	Nomenklatur	III
1	Einleitung und Zielsetzung	1
2	Grundlagen	5
2.1	Systematisierung biogener Festbrennstoffe	5
2.2	Energiepotenziale biogener Festbrennstoffe in Deutschland	7
2.3	Eigenschaften biogener Festbrennstoffe	8
2.3.1	Molekularer Aufbau	8
2.3.2	Energieträgerspezifische Eigenschaften	9
2.3.3	Physikalisch-mechanische Eigenschaften	12
2.4	Grundlagen der thermochemischen Konversion	13
2.4.1	Thermochemische Konversionsverfahren	13
2.4.2	Subprozesse der thermochemischen Biomassekonversion	15
2.4.3	Biomassekonversion durch Vergasung	19
2.5	Reaktoren zur Vergasung biogener Festbrennstoffe	23
2.5.1	Festbettvergaser	23
2.5.2	Wirbelschichtvergaser	26
2.5.3	Flugstromvergaser	30
2.5.4	Zusammenfassender Vergleich	31
2.6	Stand der Vergasertechnik für biogene Festbrennstoffe	32
3	Modellierung der Biomassevergasung in stationären Wirbelschichten	35
3.1	Mathematische Modelle zur Beschreibung von Vergasungsreaktoren	35
3.1.1	Black-Box-Modelle	35
3.1.2	Gleichgewichtsmodelle	35
3.1.3	Kinetische Modelle	37
3.2	Ableitung eines vereinfachten kinetischen Modells	40
3.2.1	Ziele und Abgrenzung der Modellierung	40
3.2.2	Grobbeschreibung des Modells und Modellannahmen	42
3.2.3	Bilanzgleichungen	46
3.2.4	Modellierung der Strömungsmechanik	50
3.2.5	Modellierung der Aufheizung, Trocknung und Pyrolyse	59
3.2.6	Modellierung der chemischen Reaktionen	65
3.2.7	Rechentechnische Modellumsetzung	77

4	Wirbelschichtvergasungs-Versuchsanlage WSV 400	81
4.1	Versuchsanlage	82
4.2	Messtechnik	85
4.2.1	Temperaturmesstechnik	86
4.2.2	Druckmesstechnik	86
4.2.3	Durchflussmesstechnik	87
4.2.4	Permanentgasmesstechnik	88
4.2.5	Teermesstechnik	89
4.2.6	Lokale Gas- und Teermessungen	90
4.2.7	Bestimmung des Brennstoffmassenstroms	91
4.3	Einsatzstoffe	92
4.3.1	Inertbettmaterial	92
4.3.2	Brennstoff	92
5	Validierung des Modells	95
5.1	Experimentelle Ergebnisse	95
5.2	Vergleich Modellierung – Experiment	98
5.2.1	Nachrechnung von Standardversuchen	98
5.2.2	Nachrechnung von Versuchen mit lokaler Gas- und Teerprobennahme	102
5.2.3	Stoff- und Energiestrombetrachtung	103
5.3	Parameterstudie	106
5.4	Fehlerbetrachtung	108
5.4.1	Messfehler	108
5.4.2	Modellungenauigkeiten	109
6	Zusammenfassung und Ausblick	113
	Literatur	117
	Tabellen- und Abbildungsverzeichnis	135
	Anhang	
A.1	Vergasungsverfahren und Vergaserprojekte	A-1
A.2	Abschätzung des Bettmaterialumwälzmassenstromes und der Umwälzzeit	A-5
A.3	Technische Details der Wirbelschichtvergasungs-Versuchsanlage WSV 400	A-7
A.4	Siebanalysen	A-9
A.5	Nachgerechnete Versuche	A-11
A.6	Fehlerfortpflanzung	A-15
A.7	Bestimmung des Bettkohlenstoffinventars durch Abschaltversuche	A-17
A.8	Stoffwerte	A-20
A.9	Beispielhafte Bildschirmausgaben der rechentechnischen Modellumsetzung	A-22

Nomenklatur

Formelzeichen, lateinisch

a	spezifische Fläche	$\text{m}^2/\text{m}^3, \text{m}^2/\text{kg}$
A	Fläche	m^2
C	Konzentration	mol/m^3
C_w	Widerstandsbeiwert	-
d	Durchmesser (Brennstoff- und Bettmaterialpartikel)	m
\bar{d}	mittlerer Durchmesser	m
D	Diffusionskoeffizient	m^2/s
D	Durchmesser (Anlagengeometrie)	m
g	Normalfallbeschleunigung ($9,806 \text{ m/s}^2$)	m/s^2
h	Höhe	m
h	spezifische Enthalpie	$\text{kJ}/\text{m}^3, \text{kJ}/\text{kg}$
H	Enthalpie, molare Enthalpie	$\text{kJ}, \text{kJ}/\text{mol}$
\dot{H}	Enthalpiestrom	kW
H_o	oberer Heizwert (Brennwert)	$\text{kJ}/\text{kg}, \text{kJ}/\text{m}^3, \text{kJ}/\text{mol}$
H_u	unterer Heizwert	$\text{kJ}/\text{kg}, \text{kJ}/\text{m}^3, \text{kJ}/\text{mol}$
i	Zählvariable	-
j	Zählvariable	-
k	Reaktionsgeschwindigkeitskoeffizient	(siehe Anmerkungen im Text)
k	Wärmedurchgangskoeffizient	$\text{W}/\text{m}^2 \text{ K}$
K	Gleichgewichtszahl	bar^n
K	Stoffaustauschkoeffizient	m/s
L	Luftbedarf	$\text{m}^3_{\text{i.N.}}/\text{kg}_{\text{BR}}$
m	Masse	kg
\dot{m}	Massenstrom	kg/s
M	molare Masse	kg/kmol
n	Anzahl	-
n	Parameter in (Gl. 3.46) und (Gl. 3.55)	-
n	Stoffmenge	mol
\dot{n}	Stoffmengenstrom	mol/s
n_{RZ}	RICHARDSON-ZAKI-Exponent	-
\dot{N}	Partikelanzahlstrom	Stk/s
p	Druck, Partialdruck	bar, Pa
p_c	Temperaturabhängigkeitsfaktor der Kohlenstoffoxidation (Gl. 3.83)	-
\dot{Q}	Wärmestrom	kW
\dot{r}	Reaktionsrate, Freisetzungsrate	$\text{kg}/\text{s}, \text{mol}/\text{s}$

R	allgemeine Gaskonstante (8,314 J/molK)	J/mol K
s	Standardabweichung, allgemein	
t	Quantile der t-Verteilung (STUDENT-Verteilung)	-
t	Zeit	s
T	Temperatur	K
u	Geschwindigkeit	m/s
V	Volumen	m ³
\dot{V}	Volumenstrom	m ³ /s
V _m	molares Volumen	m ³ /kmol
x	Massenanteil	kg/kg
x	Messwert, allgemein	
\bar{x}	arithmetischer Mittelwert, allgemein	
X	Beladung	kg/m ³
y	Volumenanteil	m ³ /m ³

Formelzeichen, griechisch

α	Blasenkenzahl	-
α	Wärmeübergangskoeffizient	W/m ² K
β	Stoffübergangskoeffizient	m/s
β	Volumenverhältnis	-
Δ	Differenz, Abweichung	-
ε	Porosität, Anteil	-
η	Porennutzungsgrad	-
η	Wirkungsgrad	-
ϑ	Temperatur	°C
$\Delta\vartheta_m$	mittlere logarithmische Temperaturdifferenz	K
λ	Luftzahl (Lambda-Zahl)	-
λ	mittlere Blasenlebensdauer	1/s
λ	Wärmeleitfähigkeit	W/m K
ν	kinematische Viskosität	m ² /s
ν	Reaktionsordnung	-
ν	stöchiometrischer Faktor	mol/mol
ν_G	Gasaussbeute	m ³ _{i.N.,BG} /kg _{BR}
ξ	Parameter in (Gl. 3.39)	-
π	Kreiszahl (3,141)	-
ρ	Dichte	kg/m ³
ϕ	Mechanismusfaktor der Kohlenstoffoxidation	-
Φ	THIELE-Modul	-
ψ	Partikelsphärizität (Abweichung von der Kugelform)	-

Dimensionslose Kennzahlen

$$Ar = \frac{g \cdot d^3}{v_g^2} \cdot \frac{\rho_P - \rho_g}{\rho_g} \quad \text{ARCHIMEDES-Zahl}$$

$$Re = \frac{u \cdot d}{\nu} \quad \text{REYNOLDS-Zahl}$$

$$Sc = \frac{\nu}{D} \quad \text{SCHMIDT-Zahl}$$

$$Sh = \frac{\beta \cdot d}{D} \quad \text{SHERWOOD-Zahl}$$

Indizes

0	Bezugspunkt, Startpunkt	Luft	Luft
∞	freier Gasraum	m	mittel
a	außen	mf	Minimalfluidisation
ab	abgeführt	min	minimal
Asche	Asche	MB	Methanbildungsreaktion
b	Blasenphase, Blase	O	Sauerstoff
b0	Blasenstart	Oxi	Oxidation
Bett	Bettmaterial	P	Partikel
Bez	Bezug	Ph	Phase, Phasengrenzfläche
BG	Brenngas	Pyro	Pyrolyse
Boud	BOUDOUARD-Reaktion	roh	im Rohzustand
BR	Brennstoff	R	Reaktion
C	Kohlenstoff	Ref	Reformierung
d	Suspensionsphase	s	solid
Diff	Diffusion	sys	systematisch
Drift	Drift (Blasenschleppe)	S	sink
Düse	Düsenöffnungen	S	Schwefel
eff	effektiv	SV	oberflächen-volumengleich
FR	Freiraumbereich	Teer	Teer
g	Gas	turb	turbulent
gesamt	gesamt	Tro	Trocknung
hete	heterogen	U	Umwälzung
homo	homogen	U	Umgebung
H	Wasserstoff	V	Verlust
HG	Heißgas	VM	Vergasungsmittel
Hilf	Hilfsgas	waf	wasser- und aschefrei
i	innen	Wake	Wake (Blasennachlauf)
kat	katalytisch	wf	wasserfrei
K	Kugel	W	Wasser
KG	Kaltgas	WG	Wassergasreaktion
Koks	Restkoks	WS	Wirbelschicht
lam	laminar	zu	zugeführt
Leer	Leerrohr	zuf	zufällig

Abkürzungen

"	Zoll	kin	kinetisch
AB	Anströmboden	Ko	Kohle
AD	analog-digital (Wandler)	kom	kommerziell
App.	Apparatur	L	Luft
atro	absolut trocken (wasserfrei)	LF	Luftdurchfluss
BG	Brenngas	LP	Luftdruck
BHKW	Blockheizkraftwerk	LT	Lufttemperatur
BM	Biomasse	Luvo	Luftvorwärmer
BQ	Brenngasqualität	Ma.-%	Massenprozent
BR	Brennstoff (fest)	MAK	maximale Arbeitsplatzkonzentration
BRL	Brennstoffleistung (Produkt aus Brennstoffmassenstrom und unterem Heizwert)	min	minimal
		NDIR	nichtdispersive Infrarot-Absorption
BT	Brennkammertemperatur	o	bezogen auf den oberen Heizwert
C	Kohlenstoff	PDIR	Differenzdruckmessung mit Anzeige und Registrierung
CFB	Circulating Fluidized Bed	PI	Druckmessung mit Anzeige
chem	chemisch	ppm _v	Volume Parts per Million (Anteile in 1 000 000 Volumenanteilen)
D	Dampf	pyro	pyrolytisch
Dim	Dimension	Q	Qualitätsmessung
dyn	dynamisch	QIR	Qualitätsmessung mit Anzeige und Registrierung
ele	elektrisch	RDF	Refuse Derived Fuel (Brennstoff aus Abfall)
emp	empirisch	RK	Rührkessel
FB	Festbett	roh	Rohzustand
feu	feucht	SS	Strahlschicht
FICFB	Fast Internally Circulating Fluidized Bed	st	stöchiometrisch
FIR	Durchflussmessung mit Anzeige und Registrierung	stat	stationär
FR	Freiraum	SWS	stationäre (blasenbildende) Wirbelschicht
FRB	Freiraumbereich	tf	teerfrei
FT	FISCHER-TROPSCH-Synthese	therm	thermisch
fühl	fühlbar	TIR	Temperaturmessung mit Anzeige und Registrierung
GL	Gasleistung	TNV	thermische Nachverbrennung
GP	Generatordruck (Vergaserdruck)	tr	trocken
GT	Generatortemperatur (Vergasertemperatur)	TRD	Technische Regeln für Dampfkessel
GuD	Gas- und Dampf(turbinenprozess)	TS	Trockensubstanz
GW	Gleichgewicht	ü. AB.	(Höhe) über Anströmboden
ha	Hektar	VM	Vergasungsmittel
HG	Heißgas	Vol.-%	Volumenprozent
Hilf	Hilfsgasströme	W	Wasser
HTW	Hochtemperatur-WINKLER-Verfahren	waf	wasser- und aschefrei
IEA	International Energy Agency	wf	wasserfrei
IGCC	Integrated Gasification Combined Cycle (GuD-Prozess mit integrierter Vergasung)	WS	Wirbelschicht
i.N.	im Normzustand, 1 013 mbar, 0 °C	WSB	Wirbelschichtbereich
k.A.	keine Angabe	ZWS	zirkulierende Wirbelschicht

1 Einleitung und Zielsetzung

Feste Biobrennstoffe, insbesondere Holz, waren seit der Nutzbarmachung des Feuers eine wesentliche Grundlage der menschlichen Energieversorgung. Mit der industriellen Revolution verloren diese, zugunsten fossiler Energieträger, an Bedeutung und waren in modernen Industriegesellschaften zeitweise fast bedeutungslos. Das Bewusstsein der Endlichkeit fossiler Energieträger und die steigende Abhängigkeit von Exporten führte zum Ende des letzten Jahrhunderts zu einer Rückbesinnung auf regenerative Energieträger, wie Wind-, Wasser- und Solarenergie, aber auch auf feste Biobrennstoffe aus nachhaltiger Land- und Forstwirtschaft. Während sich insbesondere Wind- und Solarenergie, aufgrund ihrer oft nicht bedarfssynchronen Angebotsschwankungen nur mit entsprechendem Aufwand in Energieversorgungskonzepten integrieren lassen, stellen feste Biobrennstoffe eine mittelfristige Speicherform von Sonnenenergie dar und ermöglichen prinzipiell eine bedarfsgerechte Nutzenergiebereitstellung.

Neben den jährlich in Deutschland anfallenden 10 Mio. t Waldrestholz (KALTSCHMITT und WIESE 1993), erfordern insbesondere die jährlich ca. 8 Mio. t Altholz (MARUTZKY 1997 A) vor dem Hintergrund des Kreislaufwirtschaftsgesetzes (KrW-/AbfG 1994) eine Verwertung bzw. Entsorgung und stehen somit für eine energetische Nutzung zur Verfügung. Allerdings fallen diese Mengen, wie auch alle anderen festen Biobrennstoffe, „in der Fläche“ an und erfordern entsprechende Logistik- und Transportaufwendungen für ihre Nutzbarmachung. Die im Vergleich zu fossilen Energieträgern wesentlich geringere Energiedichte führt jedoch zu wirtschaftlich limitierten Transportentfernungen, wodurch feste Biobrennstoffe vorrangig in dezentralen Energiewandlungsanlagen im kleinen bis mittleren Leistungsbereich eingesetzt werden sollten.

Die einfachste Möglichkeit der Nutzung von Holz in Anlagen zur alleinigen Wärmebereitstellung kann sowohl im kleinen (Einzelöfen) als auch im mittleren Leistungsbereich (Nahwärmenetze) als eingeführte Technik betrachtet werden. Eine Vielzahl von Anbietern sind, insbesondere in waldreichen Gebieten, auf dem Heizungsmarkt aktiv (STREHLER 1997, BECHER und KALTSCHMITT 1997, ANONYMUS 1998). Eine höhere Wertschöpfung ist durch die Veredelung des Biobrennstoffes zu Elektroenergie zu erreichen, was insbesondere seit dem Inkrafttreten des Erneuerbare-Energien-Gesetz (EEG 2000) und der Biomasseverordnung (BiomasseV 2001) eine wirtschaftlich interessante Option darstellt. Stand der Technik ist die Verfeuerung mit anschließender Energiewandlung über einen Dampfkraftprozess. Dieser ist jedoch im kleinen bis mittleren Leistungsbereich (bis 10 MW Brennstoffleistung), aufgrund hoher spezifischer Investitionskosten und geringer elektrischer Wirkungsgrade, unwirtschaftlich (NUSSBAUMER 1999). Eine höhere Wirtschaftlichkeit wird von Wandlungsprozessen erwartet, die ohne Dampfkraftprozess arbeiten und in diesem Leistungsbereich höhere Wirkungsgrade aufweisen. Eine mögliche Prozessvariante wäre die Erzeugung von Brenngasen durch autotherme Vergasung der biogenen Festbrennstoffe und deren anschließende Nutzung in Gasmotor-Blockheizkraftwerken, wie es prinzipiell in Abb. 1.1 (Seite 2) dargestellt ist.

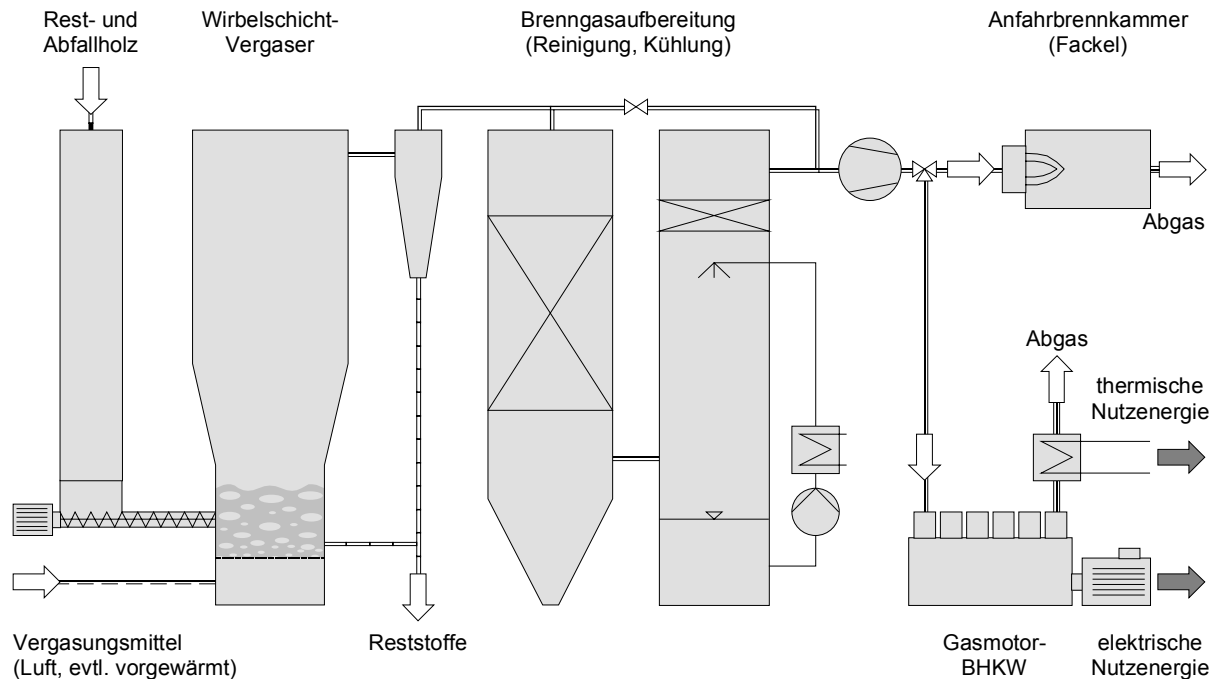


Abb. 1.1: Vereinfachte Prinzipskizze einer Biomassevergasungsanlage zur dezentralen Bereitstellung von elektrischer und thermischer Nutzenergie

Historisch gibt es gerade in Deutschland viele Erfahrungen mit der Gaserzeugertechnik auf Basis von fossilen Energieträgern aber auch auf Basis von Holz oder Torf (JANTSCH 1943). Bei genauerer Betrachtung sind die Anlagen in ihrer damaligen Form heute so nicht nutzbar, da sich die Voraussetzungen und Anforderungen für den Einsatz dieser Technik geändert haben. Eine moderne Anlage zur Biomassevergasung muss die heutigen Anforderungen an Wirtschaftlichkeit und Umweltverträglichkeit erfüllen. Im Einzelnen sind dies ein möglichst breites Brennstoffspektrum hinsichtlich Biomasseart, Partikelgröße, Wasser- und Störstoffgehalt, hohe Standzeiten der Komponenten, geringer Serviceaufwand, hoher Automatisierungsgrad und die Einhaltung der Emissionsvorschriften.

Das Potenzial der Biomassevergasung, aber auch der noch erforderliche Entwicklungsaufwand, spiegelt die große Anzahl öffentlicher und industrieller Forschungseinrichtungen wieder, die derzeit auf diesem Gebiet tätig sind (SANTRUSCHEK 1999). Ziel der meisten Forschungs- und Entwicklungsarbeiten ist dabei die gekoppelte Bereitstellung von Wärme- und Elektroenergie durch Verwertung des bei der Vergasung von Rest- und Abfallholz generierten Brenngases in Gasmotor-Blockheizkraftwerken (Abb. 1.1). Mit angestrebten Anlagengrößen von 1 000 bis 10 000 kW Brennstoffleistung sollen vorrangig Anwendungen bei kleinen und mittleren Unternehmen des Holzver- und -bearbeitenden Gewerbes und der Entsorgungswirtschaft abgedeckt werden, die einerseits durch den Anfall entsprechender Rest- und Abfallholzmengen und andererseits durch oftmals zeitsynchronen Bedarf an Wärme- und Elektroenergie gekennzeichnet sind. Um in dem angestrebten Leistungsbereich einen wirtschaftlichen Anlagenbetrieb zu ermöglichen, sind die spezifischen Investitionskosten und die Betriebskosten zu minimieren. Dies erfolgt beispielsweise durch die Verwendung einer einfachen Anlagentechnik in Form der autothermen Vergasung, durch die Wahl von Luft als Vergasungsmittel sowie die Verwertung der Biomasse ohne oder nur mit minimaler Vorbehandlung. Mit der Wirbel-

schichttechnologie können diese Anforderungen an das Vergasungsverfahren anlagentechnisch erfüllt werden. Insbesondere stationäre (blasenbildende) Wirbelschichten stellen eine effiziente Technik zur Vergasung von Biomassen im mittleren Leistungsbereich dar und zeichnen sich durch eine gewisse Toleranz gegenüber schwankenden Brennstoffeigenschaften (z.B. Wassergehalt, Partikelgröße) aus.

Die technisch und wirtschaftlich tragfähige Realisierung der Wärme- und Elektroenergiebereitstellung durch Vergasung von Rest- und Abfallholz in stationären Wirbelschichten erfordert jedoch noch weiteren Forschungs- und Entwicklungsaufwand.

Ziel der vorliegenden Arbeit ist die Betrachtung der bei der autothermen Vergasung von Holz in Wirbelschichten ablaufenden Prozesse und Reaktionen. Dazu wird ein Modell vorgeschlagen, das sich von anderen in der Literatur vorgestellten Modellen durch sinnvolle Vereinfachungen, insbesondere der Strömungsmechanik der Brennstoffpartikel und der heterogenen Reaktionen, unterscheidet, was zur Reduzierung des Rechenaufwandes führt und zur Lösung nur handelsübliche Rechner und minimale Rechenzeiten erfordert. Die Validierung des Modells erfolgt durch Versuche zur autothermen Vergasung von Waldrestholz mit dem Vergasungsmittel Luft in einer stationären Wirbelschichtvergasungs-Versuchsanlage am Institut für Apparate- und Umwelttechnik der Otto-von-Guericke-Universität Magdeburg. Die Versuchsanlage, die in dieser Arbeit ebenfalls beschrieben wird, besitzt eine Brennstoffleistung von 150 kW, so dass die an ihr gewonnenen Ergebnisse und Betriebserfahrungen durchaus auf technische Anwendungen im kleinen und mittleren Leistungsbereich übertragen werden können.

2 Grundlagen

2.1 Systematisierung biogener Festbrennstoffe

Als Biomasse werden im Allgemeinen alle bei Wachstum und Abbau von lebender Materie gebildeten organischen Stoffe bezeichnet. Diese umfassen neben der lebenden auch die abgestorbene Phyto- und Zoomasse sowie deren organische Abfall- und Abbauprodukte. Die Photosynthese von Wasser und Kohlendioxid zu Zucker mit Hilfe der Sonnenenergie (Gl. 2.1), bei der die Strahlungsenergie der Sonne im Durchschnitt nur zu 0,8 bis 2 % genutzt wird (LEWANDOWSKI 2001), ist der wesentliche Entstehungsprozess für Biomasse und bildet die Grundlage fast allen Lebens auf der Erde.



Rund die Hälfte der auf dem Weg der Photosynthese gewonnenen Biomasse wird von deren Produzenten (Pflanzen, Algen und einige Bakterienarten) für ihre eigenen Lebensprozesse verbraucht. Die andere Hälfte wird nach dem Absterben wieder abgebaut oder in der tierischen Nahrungskette verwertet. Aus den Überschüssen des Biomassekreislaufer bildeten sich im Verlauf von Millionen von Jahren die Kohle-, Erdöl- und Erdgasvorkommen. Wie bei der Biomasse handelt es sich letztlich bei den heute genutzten fossilen Energieträgern um gespeicherte Sonnenenergie.

Laut HOLM (1993) werden weltweit jährlich etwa 150 Mrd. Tonnen Biomasse gebildet. Der Energieinhalt dieser übersteigt den derzeitigen Weltenergiebedarf um das Zehnfache. Diese Zahlen dürfen allerdings vor dem Hintergrund einer umweltverträglichen und wirtschaftlichen Erschließung und besonders der geographischen Ungleichverteilung von Biomasseproduktion und Energieverbrauch nicht überbewertet werden. Das Nachhaltigkeitsprinzip, was beispielsweise den Raubbau von Urwäldern ausschließt, reduziert letztlich die energetisch nutzbare Biomassemenge auf Haupt-, Neben- und Abfallprodukte der Land- und Forstwirtschaft (Abb. 2.1, Seite 6). Ob diese Biomasse gezielt für eine energetische Nutzung angebaut wurde oder nur Abfallprodukte genutzt werden, ist dabei nur eine wirtschaftliche, ggf. wirtschaftspolitische Fragestellung.

Neben den in Abb. 2.1 aufgeführten land- und forstwirtschaftlich erzeugten Biomassen könnten im weiteren Sinne auch Stoffe wie Hausmüll und Klärschlamm aufgrund ihrer zumindest partiellen biogenen Ursprünge als Biomassen aufgefasst werden. Da diese Nomenklatur in der Öffentlichkeit kontrovers diskutiert wird und sich die vorliegende Arbeit auf lignocellulosehaltige Biomasse beschränkt, soll auf derartige Stoffe nicht weiter eingegangen werden.

Primär stehen Neben- und Abfallprodukte der Land- und Forstwirtschaft wie Restholz, Stroh oder auch Gülle für die energetische Nutzung zur Verfügung. Da die Produktionskosten hauptsächlich über den Verkauf der Hauptprodukte gedeckt werden, stehen diese Reststoffe relativ kostengünstig für eine

energetische Nutzung zur Verfügung. Was aber nicht automatisch bedeutet, dass die Gesamtkosten der Endenergiebereitstellung auf ihrer Basis geringer sein müssen als die der Nutzung fossiler Brennstoffe. Oftmals stellen die Bergung der Biomassen und die höheren Anforderungen an die Energiewandlungssysteme nicht zu vernachlässigende Aufwendungen dar.

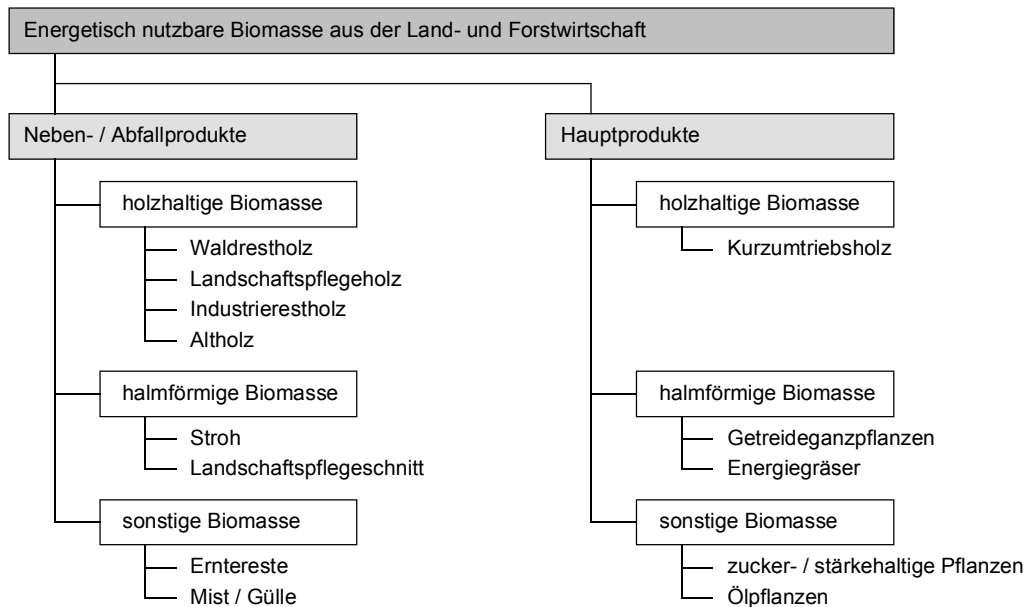


Abb. 2.1: Formen energetisch nutzbarer Biomassen aus der (mitteleuropäischen) Land- und Forstwirtschaft

Infolge der Nahrungsmittelüberproduktion stehen in Deutschland auch landwirtschaftliche Flächen zur Verfügung, auf denen Biomassen ausschließlich für eine energetische Verwendung angebaut werden könnten. Dabei kämen Getreideganzpflanzen¹, Gras- und Schilfpflanzen (z.B. Miscanthus) und schnell wachsende Baumarten (z.B. Weiden, Pappeln) in Betracht. Auch der Anbau von zucker-, stärke- und ölhaltigen Pflanzen und deren Weiterverarbeitung zu flüssigen Energieträgern (Alkohol, Pflanzenölmethylester) käme in Frage. Anders als bei den Neben- und Abfallprodukten muss jedoch hierbei das Hauptprodukt „Bioenergieträger“ die gesamten Produktionskosten über entsprechende Vergütungen decken.

Die vorliegende Arbeit konzentriert sich im Wesentlichen auf die Rückstände der Forstwirtschaft bzw. holzverarbeitenden Industrie. Diese fallen entlang der gesamten Wertschöpfungskette an, also im Bestand, bei der Verarbeitung sowie nach Anlauf der Nutzungsdauer der Holzprodukte.

Im forstwirtschaftlichen Bestand fällt Waldrestholz bei der Durchforstung und der Holzernte in Form von Schwach-, Ast- und Wurzelholz an, welches bisher aufgrund des hohen Bergeaufwandes nur unzureichend genutzt wird. Weiterhin können Resthölzer aus der Landschaftspflege, dem Verkehrswegebegleitgrün sowie Obstbaumschnitt dieser Kategorie zugeordnet werden.

¹ gemeint ist die energetische Nutzung des gesamten oberirdischen Teils der Getreidepflanze

In der holzverarbeitenden Industrie fallen 35 bis 55 % der eingesetzten Rohstoffe als Säge- und Industrierestholz an (HOYER und HÄRTEL 1999). Das Potenzial dieser Reststoffe lässt sich aufgrund der Konzentration mittlerer bis großer Restholzmengen an wenigen Punkten am wirtschaftlichsten energetisch nutzen. Darüber hinaus besteht in den Betrieben der holzverarbeitenden Industrie oftmals ein der verarbeiteten Holzmenge proportionaler Bedarf an Wärme- und Elektroenergie, der die energetische Nutzung der Reststoffe geradezu prädestiniert.

Nach Ablauf der Nutzungsdauer werden Holzprodukte zu Alt- oder Gebrauchtholz, welches verwertet oder entsorgt werden muss. Da dieses wiederum „in der Fläche“ anfällt, ist für eine Verwertung ein aufwändiges Sammelsystem erforderlich. Erschwerend kommt oft die Verunreinigung des Altholzes mit zum Teil ökologisch relevanten Stoffen hinzu (BOCKELMANN 1995). Das Kreislaufwirtschafts- und Abfallgesetz (KrW-/AbfG 1994) fordert eine sinnvolle Verwertung dieser Hölzer, was auch die energetische Nutzung beinhaltet.

2.2 Energiepotenziale biogener Festbrennstoffe in Deutschland

Zur Abschätzung des Aufkommens von energetisch nutzbaren Biomassen in Deutschland und anderen europäischen Ländern sowie den daraus ableitbaren technischen Energiepotenzialen existiert eine Vielzahl von Veröffentlichungen (z.B. GOY et al. 1987, GIESELER 1988, FRÜHWALD 1990, KALTSCHMITT und WIESE 1993, KLEEMANN und MELIß 1993, BECHER et al. 1995, KALTSCHMITT 1996, OBERNBERGER 1997, MELIß 1997, DEIMLING und KALTSCHMITT 2000, BEIER und DÖTSCH 2003). Die darin aufgeführten Zahlen unterscheiden sich je nach den zugrunde gelegten Randbedingungen und der Untersuchungstiefe. Beispielhaft seien hier die von DEIMLING und KALTSCHMITT (2000) veröffentlichten Daten für Deutschland in Tab. 2.1 aufgeführt.

Tab. 2.1: *Aufkommen (soweit nicht bereits anderweitig genutzt) und technisches Energiepotenzial fester biogener Neben- und Abfallprodukte in der Bundesrepublik Deutschland (DEIMLING und KALTSCHMITT 2000)*

	Aufkommen	technisches Energiepotenzial	potenzieller Anteil am Primärenergieverbrauch 2001
Stroh	8 Mio. t/a	104 PJ/a	0,74 %
Waldrestholz	16 Mio. m ³ /a	142 PJ/a	1,01 %
Landschaftspflegeholz	1 Mio. m ³ /a	7 PJ/a	0,05 %
Industrierestholz	2,2 Mio. t/a	40 PJ/a	0,29 %
Altholz	8 - 10 Mio. m ³ /a	81 PJ/a	0,58 %
Gesamt		374 PJ/a	2,67 %

Darüber hinaus schätzen DEIMLING und KALTSCHMITT (2000) die mittelfristig für einen Energiepflanzenanbau in Deutschland zur Verfügung stehende Fläche auf maximal 2 Mio. ha ein. Je nach angebauter Kultur ergäbe sich daraus ein realistisches Energiepotenzial von 350 bis 400 PJ/a, was ca. 3 % des jährlichen Primärenergieverbrauches entspräche.

Zur Relativierung dieser Potenziale sei der jährliche Primärenergieverbrauch in Deutschland gegenübergestellt (Tab. 2.2). Es wird daraus ersichtlich, dass in hochindustrialisierten Ländern biogene Energieträger potenziell nur einen geringen Anteil am Gesamtenergiebedarf beisteuern können, der aber in seiner absoluten Größe nicht zu vernachlässigen ist. Da zur Sicherstellung einer stabilen Energieversorgung immer auf einen Mix verschiedener Energieträger zurückgegriffen werden sollte, ist es durchaus gerechtfertigt, auch die biogenen Energieträger einzubeziehen. Darüber hinaus besitzen Biomassen gegenüber anderen regenerativen Energieträgern, wie z.B. Wind- und Solarenergie, den Vorteil der Speicherfähigkeit. Somit ermöglichen sie prinzipiell eine bedarfsgerechte Nutzenergiebereitstellung und könnten in einem verstärkt regenerativ orientierten Energieversorgungskonzept sogar zur Mittellastabdeckung herangezogen werden.

Tab. 2.2: *Primärenergieverbrauch in der Bundesrepublik Deutschland im Jahre 2001 geordnet nach Energieträgern (BMWi 2002)*

Mineralöl	5 577 PJ	38,5 %
Steinkohle	1 905 PJ	13,1 %
Braunkohle	1 630 PJ	11,2 %
Erdgas	3 124 PJ	21,5 %
Kernenergie	1 867 PJ	12,9 %
Wasser- und Windkraft	111 PJ	0,8 %
Sonstige	287 PJ	2,0 %
Gesamt	14 501 PJ	100,0 %

2.3 Eigenschaften biogener Festbrennstoffe

2.3.1 Molekularer Aufbau

Tab. 2.3: *Anteile der chemischen Hauptkomponenten verschiedener Biomassen (GRUBER 2000)*

	Cellulose	Hemicellulose	Lignin	Extrakt- und Mineralstoffe
Nadelhölzer	40 – 43 Ma.-% _{wf}	21 – 23 Ma.-% _{wf}	27 – 28 Ma.-% _{wf}	3 – 5 Ma.-% _{wf}
Laubhölzer	40 – 42 Ma.-% _{wf}	30 – 35 Ma.-% _{wf}	20 – 22 Ma.-% _{wf}	2 – 3 Ma.-% _{wf}
Einjahrespflanzen	38 – 42 Ma.-% _{wf}	25 – 30 Ma.-% _{wf}	15 – 21 Ma.-% _{wf}	5 – 10 Ma.-% _{wf}

Chemisch gesehen bestehen die unter dem Begriff biogene Festbrennstoffe zusammengefassten Biomassen größtenteils aus den Biopolymeren Cellulose, Hemicellulose (Polylose) und Lignin. Diese bilden einen „biologischen Verbundwerkstoff“, in dem der Cellulose und Hemicellulose die Stützfunktion zukommt, während das Lignin als Füllstoff fungiert. Des Weiteren kommen in geringeren Mengen Extrakt- (Harze, Fette) und Mineralstoffe vor. Die Anteile dieser Hauptbestandteile sind in Tab. 2.3 für

verschiedene Biomassen aufgeführt. Öl-, stärke- und zuckerhaltige Biomassen weichen von dieser Zusammensetzung leicht ab. Da sie aber nicht Gegenstand der vorliegenden Arbeit sind, erfolgt für diese keine separate Betrachtung.

2.3.2 Energieträgerspezifische Eigenschaften

Zur Charakterisierung der energieträgerspezifischen Eigenschaften fester Brennstoffe werden die Immediatanalyse (DIN 51 718, DIN 51 719, DIN 51 720), die Elementaranalyse (DIN 51 721, DIN 51 722, DIN 51 724) und die Heizwertbestimmung (DIN 51 900) herangezogen. Gegebenfalls werden diese durch weitere Analysen ergänzt, beispielsweise durch eine Ascheschmelzpunktanalyse (DIN 51 730) oder Schwermetallbestimmung (DIN 38 406). Bei der Immediatanalyse wird der Brennstoff hinsichtlich seines Gehaltes an Asche, Wasser, flüchtigen Bestandteilen und Restkoks quantifiziert. Die brennbare Substanz besteht aus den flüchtigen Bestandteilen und dem Restkoks, deren Gehalte an wesentlichen Elementen (C, O, H, N, S) mittels der Elementaranalyse quantifiziert werden. In der Tab. 2.4 sind Wertebereiche für die Brennstoffzusammensetzung verschiedener fester Biomassen vergleichend mit fossilen Energieträgern dargestellt.

Tab. 2.4: *Energieträgerspezifische Daten verschiedener Festbrennstoffe (eigene Untersuchungen)*

Brennstoff		Hölzer	Einhjahres- pflanzen ¹	Braunkohlen	Steinkohlen
Asche	Ma.-% _{wf}	0,2 – 4,5	1 – 9	4 – 30	3 – 20
Flüchtige	Ma.-% _{wf}	77 – 95	72 – 90	34 – 56	9 – 41
Restkoks	Ma.-% _{wf}	5 – 20	6 – 20	28 – 45	53 – 87
Kohlenstoff	Ma.-% _{waf}	47 – 54	46 – 52	60 – 77	75 – 92
Sauerstoff	Ma.-% _{waf}	40 – 46	40 – 47	14 – 29	2 – 17
Wasserstoff	Ma.-% _{waf}	5 – 8	5 – 8	4 – 6	3 – 6
Stickstoff	Ma.-% _{waf}	0 – 0,7	0 – 3,0	0,3 – 2,5	1,0 – 1,7
Schwefel	Ma.-% _{waf}	0 – 0,3	0 – 0,6	0,2 – 5,0	0,5 – 1,7
unterer Heizwert	MJ/kg _{BR,wf}	17,2 – 20,8	15,9 – 18,5	18,0 – 27,1	22,3 – 33,8

¹
außer Reisstroh

Feste Biomasse stellt brennstoffspezifisch gesehen die Ausgangssubstanz für die festen fossilen Energieträger dar, deren Inkohlungsstufen entlang der Reihe Biomasse – Torf – Braunkohle – Steinkohle – Anthrazit aus der Zusammensetzung abgeleitet werden kann. In Abb. 2.2 (Seite 10) ist diese Inkohlungsreihe neben anderen Brennstoffen im H/C-O/C-Diagramm dargestellt. Die schraffierten Flächen in der Abbildung entsprechen den Erfahrungswerten aus der Literatur (BRANDT 1991), die eingezeichneten Punkte sind Analysedaten aus eigenen Untersuchungen. Die im Vergleich mit anderen festen Brennstoffen hohen Sauerstoff- und Wasserstoffgehalte der Biomassen werden, wie auch deren Abnahme mit steigender Inkohlungsstufe, aus der Darstellung ersichtlich.

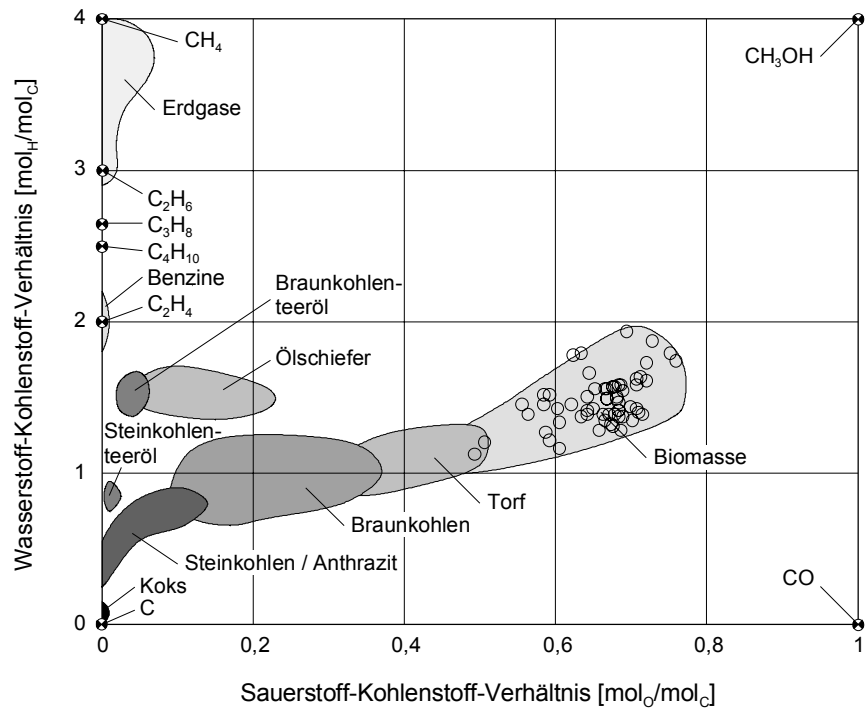


Abb. 2.2: H/C-O/C-Diagramm der Brennstoffe (BRANDT 1991, eigene Biomassedaten)

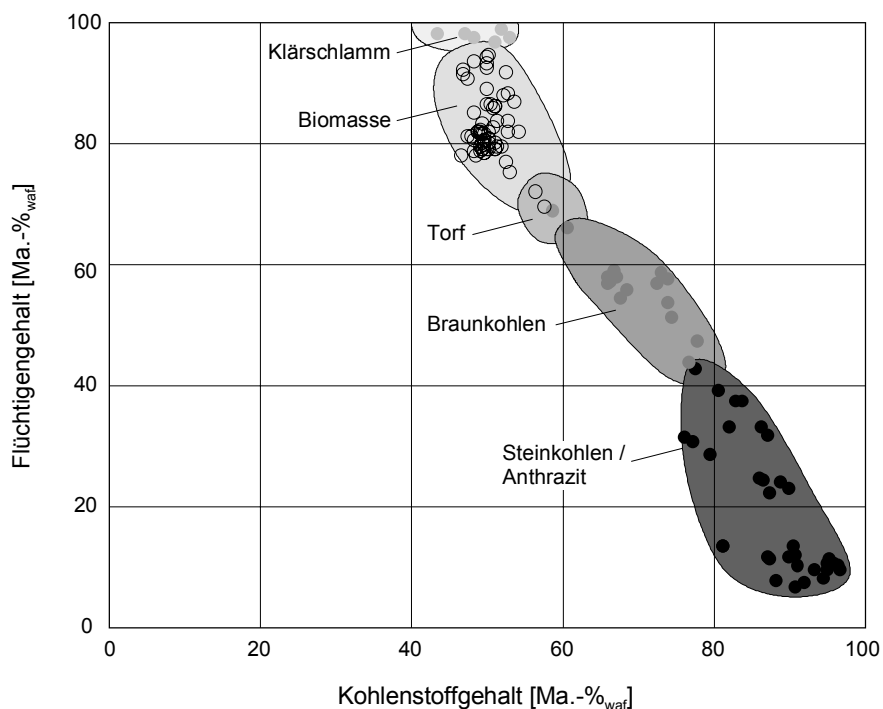


Abb. 2.3: Darstellung des Flüchtigengehaltes gegenüber dem Kohlenstoffgehalt verschiedener fester Brennstoffe (eigene Daten)

Die Inkohlungsreihe kann auch über den Gehalt an flüchtigen Bestandteilen dargestellt werden (Abb. 2.3). Für feste Biomasse liegt dieser im Bereich von 75 bis 90 Ma.-%_{wf} und wird nur noch von Klärschlämmen übertroffen. Die festen fossilen Energieträger reihen sich entsprechend ihrer Inkohlungsstufe mit sinkendem Flüchtigengehalt ein. Aus dem hohen Flüchtigengehalt resultiert im Wesentlichen

die im Vergleich mit den fossilen Festbrennstoffen hohe Reaktivität und geringe Zündtemperatur der festen Biomassen. Die hohe Reaktivität der Biomassen wird besonders durch den direkten Vergleich der Abbrandzeiten mit denen von Kohlen in Abb. 2.4 deutlich. Die Freisetzung der flüchtigen Bestandteile und deren Abbrand läuft dabei wesentlich schneller als der die Abbrandzeit dominierende Koksabbrand ab. Des Weiteren weisen Biomassekokse, bedingt durch die geringe Feststoffdichte und die oberflächenvergrößernde Wirkung der Flüchtigenfreisetzung, im Vergleich zu den Kohlen größere und porösere Oberflächen auf, was einen entsprechend schnelleren Koksumsatz ermöglicht.

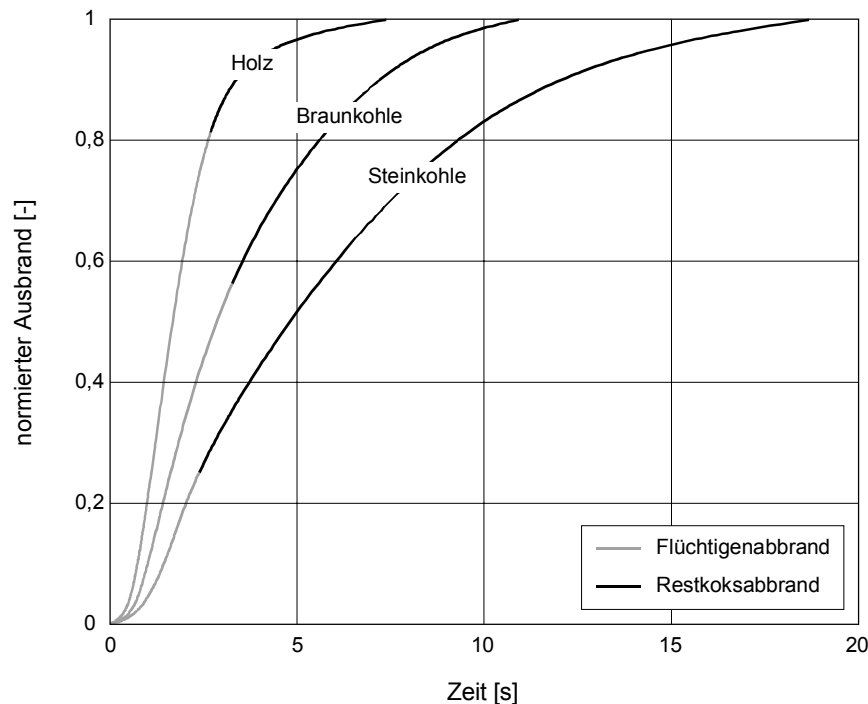


Abb. 2.4: Abbrandverhalten unterschiedlicher Brennstoffe in einer Wirbelschichtfeuerung (BORGHARDT 1996, $\vartheta_{WS} = 800\text{ °C}$, $m_C = 1,0\text{ g}$, $d_P = 0,8\text{ mm}$)

Der Aschegehalt ist stark von der Biomasseart abhängig und variiert zwischen 0,1 und 18 Ma.-%_{wf} (FIETZ 1987). Während Kernholz Aschegehalte von 0,15 bis 0,35 Ma.-%_{wf} besitzt, weist die Rinde von Nadelhölzern bis 3 Ma.-%_{wf} und die von Laubhölzern bis 9 Ma.-%_{wf} Asche auf. Da das für eine energetische Verwertung zur Verfügung stehende Holzsortiment nur in seltenen Fällen rindenfrei ist, muss mit mittleren Aschegehalten von 0,5 bis 2,0 Ma.-%_{wf} gerechnet werden. Neben dieser reinen Brennstoffasche wird oftmals durch den Nutzungs- oder Bergeprozess Fremdasche (Verschmutzungen) in die Biomasse eingetragen. Halmförmige Biomassen weisen im Vergleich zum Holz einen höheren Aschegehalt auf. Dieser liegt im Mittel bei 3 bis 7 Ma.-%_{wf}, Reisstroh erreicht Maximalwerte bis 18 Ma.-%_{wf}. Neben dem absoluten Aschegehalt, der den technischen Aufwand für die Entaschung und die Staubrückhaltung bestimmt, ist auch das Ascheschmelzverhalten vor dem Hintergrund eines störungsfreien Anlagenbetriebes von Interesse. In diesem Zusammenhang ist besonders auf die Verschlackungsproblematik bei der energetischen Nutzung halmförmiger Biomassen hinzuweisen, deren Ursachen in den vergleichsweise niedrigen Ascheerweichungs- und -sintertemperaturen liegen (Tab. 2.5, Seite 12). Dadurch können Betriebsstörungen an den Konversionsanlagen auftreten bzw. deren

Reisezeiten deutlich herabgesetzt werden. Bei der Anwendung von Wirbelschichtanlagen müssen Verklebungen der Brennstoffasche mit dem Bettmaterial vermieden werden, was durch eine strikte Regelung der Wirbelschichttemperatur unterhalb kritischer Werte erreichbar ist.

Tab. 2.5: Schmelzverhalten von Biomasseaschen nach DIN 51 730 (NUSSBAUMER et al. 2001)

Brennstoff	Hölzer	Einjahrespflanzen
Sinterbeginn	1 180 – 1 300 °C	660 – 1 180 °C
Erweichungspunkt	1 280 – 1 430 °C	690 – 1 270 °C
Halbkugelpunkt	1 460 – 1 600 °C	790 – 1 460 °C
Fließpunkt	1 490 – 1 600 °C	810 – 1 490 °C

Die unteren Heizwerte von festen Bioenergieträgern sind hauptsächlich vom Wassergehalt und nur im geringen Maße von der Art und der weiteren Zusammensetzung abhängig. Im wasserfreien Zustand beträgt nach FIETZ (1987) der untere Heizwert von halmförmigen Biomassen ca. 17 MJ/kg_{wf}, von Laubhölzern ca. 18 MJ/kg_{wf}, von Nadelhölzern ca. 19 MJ/kg_{wf} und von Rinde 19 bis 22 MJ/kg_{wf}. NUSSBAUMER et al. (2001) geben für die Abhängigkeit des unteren Heizwertes vom Brennstoffwassergehalt die Näherungsgleichung

$$H_{U, BR, roh} = (1 - x_{W, BR, roh}) \cdot H_{U, BR, wf} - 2,441 \cdot x_{W, BR, roh} \quad (\text{Gl. 2.2})$$

an (Heizwerte in MJ/kg_{BR}, Wassergehalt in kg_{wf}/kg_{BR, roh}). Hölzer weisen bei der Ernte Wassergehalte von 50 bis 60 Ma.-% auf, was gleichbedeutend mit unteren Heizwerten von 6 bis 9 MJ/kg_{roh} ist. Bei trockener Lagerung sind in Abhängigkeit von der Temperatur und der Luftfeuchtigkeit Gleichgewichtswassergehalte von 12 bis 20 Ma.-% erreichbar ($H_u = 14$ bis 17 MJ/kg_{BR, roh}), was in Abhängigkeit von den Lagerbedingungen (Stückgröße, Belüftung) mehrere Jahre dauern kann. Halmförmige Biomassen weisen bei der Ernte während der Vegetationsperiode Wassergehalte von bis zu 80 Ma.-% und außerhalb der Vegetationsperiode bis zu 40 Ma.-% auf. In der Regel ist eine Abtrocknung im Schwade bis auf Wassergehalte von ca. 15 Ma.-% zum Erreichen eines lagerfähigen Zustandes möglich (HARTMANN und KALTSCHMITT 2001). Insbesondere autotherme Vergasungsverfahren stellen an den Heizwert der Biomasse und damit auch an den Wassergehalt Anforderungen, die teilweise eine technische Trocknung erforderlich machen (siehe auch Tab. 2.8, Seite 31).

2.3.3 Physikalisch-mechanische Eigenschaften

Biogene Festbrennstoffe unterscheiden sich in den physikalisch-mechanischen Eigenschaften (Partikelgeometrie, Dichte) erheblich von den fossilen Energieträgern. Die Ausprägung dieser Eigenschaften wird im Wesentlichen durch die Art der Biomasse und durch die Ernte- und Aufbereitungstechnik bestimmt. So stehen Holzbrennstoffe in Form von Scheiten, Hackgut, Säge- und Hobelspänen der energetischen Nutzung zur Verfügung, während halmförmige Biomassen in Ballen oder als Häckselgut vorliegen. Vor dem Hintergrund hoher Lagerdichten und automatisierter Brennstoffbeschickungen

gewinnt die Pelletierung zunehmend an Bedeutung (NENDEL et al. 1999). Besonders die Kombination aus den geringen Roh- und Lagerdichten der Biomassen mit deren im Vergleich zu den fossilen Energieträgern geringen Heizwerten führt zu einem hohen spezifischen Raum- und Massenbedarf (Abb. 2.5). Damit resultieren die im Vergleich zu fossilen Festbrennstoffen größeren Brennstofflager und höheren Transportaufwendungen, was letztlich den Einsatz zentraler Anlagen großer Leistung zur energetischen Nutzung von Biomasse ausschließt.

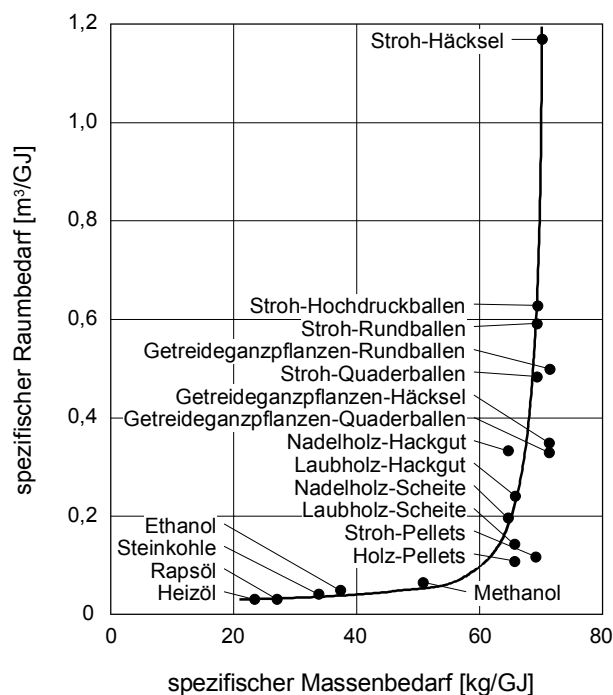


Abb. 2.5: Spezifischer Massen- und Lagerraumbedarf verschiedener Energieträger (biogene Energieträger mit einem Wassergehalt von 15 Ma.-%, HARTMANN 1997)

2.4 Grundlagen der thermochemischen Konversion

2.4.1 Thermochemische Konversionsverfahren

Ziel der im Weiteren diskutierten thermochemischen Konversion ist die Nutzbarmachung fester Biomasse für die Erzeugung elektrischer Energie. Lässt man die sich derzeit noch in der Entwicklung befindliche Brennstoffzellentechnologie außer Betracht, so erfolgt die Stromerzeugung aus fester Biomasse ausschließlich über einen thermodynamischen Kreisprozess mit einem Arbeitsmittel in der Gas- oder in der Flüssig- und Dampfphase. Das Einbringen der in der festen Biomasse chemisch gespeicherten Energie als Wärme in das Kreisprozess-Arbeitsmittel erfordert teilweise mehrstufige Prozesse mit einer thermochemischen Konversion der Biomasse. Im Falle der hier nicht näher erläuterten Vergärung kann dem noch ein biochemischer Konversionsschritt vorangeschaltet sein. Die wesent-

lichen thermochemischen Konversionsverfahren sind die Verbrennung, Vergasung und Pyrolyse. Diese drei Konversionsverfahren unterscheiden sich hauptsächlich durch die zugeführte Menge an Oxidationsmittel, das Hauptprodukt des Konversionsschrittes und die daraus resultierenden Verwertungsmöglichkeiten (Tab. 2.6).

Tab. 2.6: Charakterisierung der thermochemischen Konversionsverfahren für Biomassen (in Anlehnung an NUSSBAUMER 1999)

Konversionsverfahren	Oxidationsmittelverhältnis (λ)	Prozesstemperatur	Hauptprodukt	Anwendung
Verbrennung	$\lambda > 1$	800 – 1 300 °C	heißes Abgas	<ul style="list-style-type: none"> - Wärmeerzeugung allgemein - Dampfprozesse (Dampfmotor, Dampfturbine)¹ - Heißgasprozesse (indirekt befeuerte Gasturbine, Stirlingmotor)¹
Vergasung	0,2 < λ < 0,5 (autotherm), $\lambda \approx 0$ (allotherm)	700 – 1 500 °C	heizwertreiches Produktgas	ohne Produktgasreinigung: <ul style="list-style-type: none"> - Direktverbrennung und Verwendung der heißen Abgase (siehe Verbrennung) nach Produktgasreinigung: <ul style="list-style-type: none"> - Heißgasprozesse (Verbrennungsmotor, direkt befeuerte Gasturbine)¹ - Brennstoffzelle¹ - Methanolsynthese
Pyrolyse	theoretisch $\lambda = 0$, praktisch $\lambda < 0,2$	400 – 700 °C	heizwertreiches Pyrolyseöl	<ul style="list-style-type: none"> - Direktverbrennung und Verwendung der heißen Abgase (siehe Verbrennung) - Heißgasprozesse (Verbrennungsmotor) nach Pyrolyseölsreinigung¹ - Chemierohstoff

¹ Die Kühl- bzw. Kondensationswärme dieser Anwendungen kann als Prozess- oder Heizwärme genutzt werden.

Als Stand der Technik zur Verstromung fester Biomasse kann die Kopplung von Verbrennung und Dampfkraftprozess betrachtet werden. Vor dem Hintergrund des dezentralen Biomasseanfalls kommen für ausschließlich mit Biomasse befeuerte Anlagen vorrangig kleine und mittlere Leistungsgrößen in Betracht, deren Wirkungsgrade geringer im Vergleich zum Stand der Großkraftwerkstechnik sind.

Ziel der Vergasung ist es, die feste Biomasse möglichst vollständig in ein energiereiches brennbares Gas umzuwandeln, welches in Abhängigkeit der verwendeten Vergasungsmittel und -technik Heizwerte von 3 bis 20 MJ/m³_{i.N.} aufweist. Dieses Gas kann für verschiedene Zwecke, z.B. für den Antrieb von Motoren, Gasturbinen und auch für chemische Synthesen genutzt werden. Die Vergasung stellt somit eine Veredelungsstufe der Biomasse dar, die über die Biomasseverbrennung hinausgehende Anwendungsfelder eröffnet.

Durch eine vorwiegend schnelle pyrolytische Zersetzung unter Sauerstoffabschluss kann feste Biomasse direkt in überwiegend flüssige Produkte (Pyrolyseöl) umgewandelt werden. Die hydrophilen Pyrolyseöle bestehen aus einer Vielzahl überwiegend sauerstoffhaltiger Verbindungen und besitzen etwa die Hälfte des Heizwertes konventioneller Heizöle. Sie können nach entsprechender Aufbereitung und Stabilisierung energetisch als Brennstoff für Ölbrenner und Dieselmotoren oder stofflich als Chemierohstoff genutzt werden (MEIER 2002).

2.4.2 Subprozesse der thermochemischen Biomassekonversion

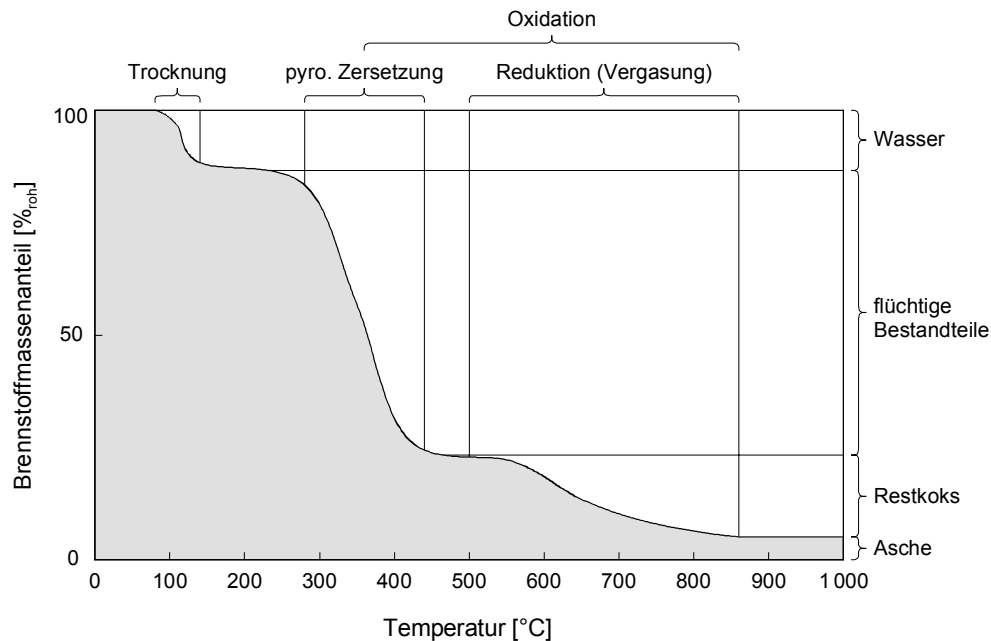


Abb. 2.6: Subprozesse der thermochemischen Konversion, dargestellt über die Feststoffmassenabnahme eines luftgetrockneten Biobrennstoffes (ca. 15 Ma.-% Wassergehalt)

Die thermochemische Konversion kann in die vier Subprozesse Trocknung, pyrolytische Zersetzung, Reduktion (Vergasung) und Oxidation aufgeteilt werden, die sich durch die ablaufenden physikalischen und chemischen Reaktionen und das Temperaturniveau unterscheiden. Je nach apparatetechnischer Gestaltung des Konversionsprozesses laufen die einzelnen Subprozesse unabhängig voneinander oder teilweise parallel ab. Entsprechend dem gewünschten Endprodukt werden einige Subprozesse nicht vollständig ausgeführt oder gänzlich vermieden. Zum Erreichen der für den Ablauf der Subprozesse notwendigen Temperaturen ist der Brennstoff durch externe oder interne Wärmezufuhr aufzuheizen. Durch die in Abb. 2.6 dargestellte Massenabnahme einer festen Biobrennstoffprobe mit fortschreitender Aufheiztemperatur können die einzelnen Subprozesse exemplarisch erläutert werden.

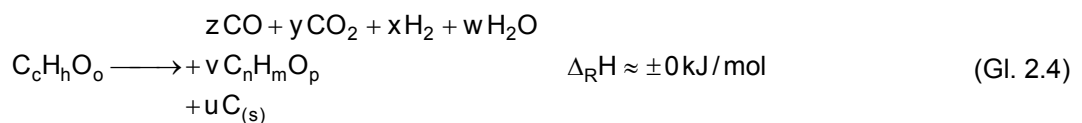
Trocknung

Bei Temperaturen um 100 °C verdampft das im Brennstoff vorhandene freie Wasser (Gl. 2.3). Bei höheren Temperaturen (bis 200 °C) wird auch das in der organischen Masse gebundene Wasser freigesetzt. Die organische Substanz bleibt dabei weitgehend als solche erhalten. Aufgrund der hohen Verdampfungsenthalpie des Wassers benötigt dieser Subprozess sehr viel Energie, was bei einigen Konversionsverfahren zur Limitierung des maximalen Brennstoffwassergehaltes führt.



Pyrolytische Zersetzung

Die pyrolytische Zersetzung der festen Biomasse in gasförmige, flüssige und feste Bestandteile unter einer inerten (sauerstofffreien) Atmosphäre (Gl. 2.4) beginnt ab ca. 200 °C. Bis ca. 280 °C ist dieser Prozess zunächst noch endotherm, wobei neben Kohlendioxid geringe Mengen organischer Säuren freigesetzt werden. Mit weiterer Temperaturerhöhung steigt die Abbaugeschwindigkeit stark an, die Reaktion wird exotherm. Die dabei entstehenden brennbaren Gase, vor allem Kohlenmonoxid, Methan, Formaldehyd, Essig- und Ameisensäure sowie Methanol und Wasserstoff werden so schnell aus der Feststoffmatrix ausgetrieben, dass der Gasstrom feinste Tröpfchen an kondensierbaren organischen Verbindungen (Teere) mit sich reißt (Rauchbildung). Als fester Rückstand verbleibt Koks, in dem sich bei Temperaturen oberhalb von ca. 400 °C die kristalline Struktur des Graphits ausbildet. Ab diesem Bereich gehen die Zersetzungsreaktionen wieder in den endothermen Bereich über und klingen bei ca. 500 °C ab. Die hierbei hauptsächlich gebildeten langkettigen Kohlenwasserstoffe (Teere) werden beim Durchgang durch die bereits verkohlten Schichten teilweise aufgespalten, wodurch hier der Übergang zum Subprozess der Reduktion (Vergasung) fließend ist. Bei den durch die pyrolytische Zersetzung entstandenen Produkten handelt es sich um ein extrem heterogenes Stoffsystem, dessen Menge und Zusammensetzung erheblich von den Prozessbedingungen (Aufheizrate, Druck) abhängig ist (MILNE et al. 1998).



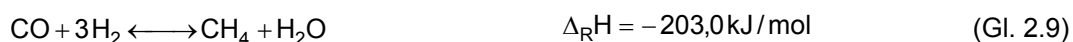
Die Freisetzung kondensierbarer Kohlenwasserstoffe (Teere) bei der pyrolytischen Zersetzung ist als das technische Hauptproblem bei der Umsetzung der Biomassevergasung anzusehen. Während bei der Verbrennung diese Kohlenwasserstoffe im Oxidations-Subprozess vollständig in Permanentgase bzw. Wasserdampf umgesetzt werden, gelingt dies bei der Vergasung nicht, da der Oxidationsprozess nur partiell durchgeführt oder gänzlich unterdrückt wird. Die Folge ist ein vom Vergasungsverfahren abhängiger Brenngasteergehalt von 1 bis 150 g_{Teer}/m³_{i.N., BG} (NUSSBAUMER 2002). Die Kohlenwasserstoffe kondensieren bei Abkühlung des Brenngases aus und führen zu betriebsgefährdenden und reisezeitverkürzenden Ablagerungen. Wird das bei der Vergasung generierte Brenngas nicht direkt und ohne Abkühlung unter die Kondensationstemperatur der schwersten Teerkomponenten (ca. 400 °C) verbrannt, ist eine aufwändige nachgeschaltete Brenngasreinigung erforderlich, um einen störungsfreien Betrieb nachgeschalteter Anlagenteile (insbesondere von Gasmotoren) zu gewährleisten.

Reduktion (Vergasung)

Im Wesentlichen wird bei der Reduktion der in den festen Pyrolyserückständen enthaltene Kohlenstoff durch Vergasungsreaktionen (z.B. BOUDOUARD-Reaktion (Gl. 2.5), heterogene Wassergasreaktion (Gl. 2.6), heterogene Methanbildungsreaktion (Gl. 2.7)) in brennbare Gase umgesetzt.



Aber auch die dabei entstehenden Gase und die im vorangegangenen Subprozess entstandenen gasförmigen und flüssigen Produkte werden durch homogene Reaktionen (z.B. homogene Wassergasreaktion (Gl. 2.8), homogene Methanbildungsreaktion (Gl. 2.9), Teerzerfall (Gl. 2.10)) weiter umgewandelt.



Dafür sind Temperaturen deutlich oberhalb 500 °C und sauerstoffhaltige Vergasungsmittel erforderlich. Die Vergasungsmittel können einerseits von außen in Form von Luft / Sauerstoff (unterstöchiometrisch) oder Wasserdampf zugeführt, andererseits durch den Brennstoffsauerstoffgehalt eingetragen und bei der pyrolytischen Zersetzung in Form von Wasserdampf und Kohlendioxid freigesetzt werden. Die ablaufenden Reaktionen führen zur Steigerung der Permanentgasmenge¹ und zur Veränderung der Zusammensetzung. Da die meisten der hierbei ablaufenden Reaktionen endotherm sind, ist für diesen Subprozess eine Wärmezufuhr notwendig, die entweder von außen (allotherm) oder intern über eine Teiloxidation (autotherm) erfolgt.

Tab. 2.7: Auf die BOUDOUARD-Reaktion ($\equiv 1$) normierte Reaktionsraten heterogener Reaktionen der thermochemischen Konversion fester Biomasse (800°C, 1 bar, MORF 2001)

Subprozess / Reaktion		relative Reaktionsrate
pyrolytische Zersetzung	(Gl. 2.4)	10^6
vollständige Kohlenstoffoxidation	(Gl. 2.11)	10^5
heterogene Wassergasreaktion	(Gl. 2.6)	3
BOUDOUARD-Reaktion	(Gl. 2.5)	1
heterogene Methanbildungsreaktion	(Gl. 2.7)	10^{-3}

Die Reaktionsgeschwindigkeiten, insbesondere der heterogenen Vergasungsreaktionen, sind im Vergleich zu den Oxidationsreaktionen teilweise mehrere Potenzen geringer (Tab. 2.7). Sollen nennenswerte Umsatzraten über diese Vergasungsreaktionen erzielt werden, so ist die Gewährleistung optimaler Reaktionsbedingungen unabdingbar. Diese umfassen neben einer ausreichenden Gas- und Feststoffverweilzeit insbesondere Reaktionstemperaturen oberhalb 800 °C, bei denen die Gleich-

¹ Als Permanentgase werden Substanzen bezeichnet, die unter Standardbedingungen (0 °C, 1 013 mbar) gasförmig vorliegen, wie z.B. CO, CO₂, CH₄, H₂. Wasserdampf und Teere (kondensierbare Kohlenwasserstoffe) fallen nicht unter diese Definition.

gewichte der wesentlichen Vergasungsreaktionen auf Seiten der brennbaren Gase liegen (Abb. 2.7). Entsprechendes gilt für die Druckabhängigkeit der volumenvergrößernden Vergasungsreaktionen.

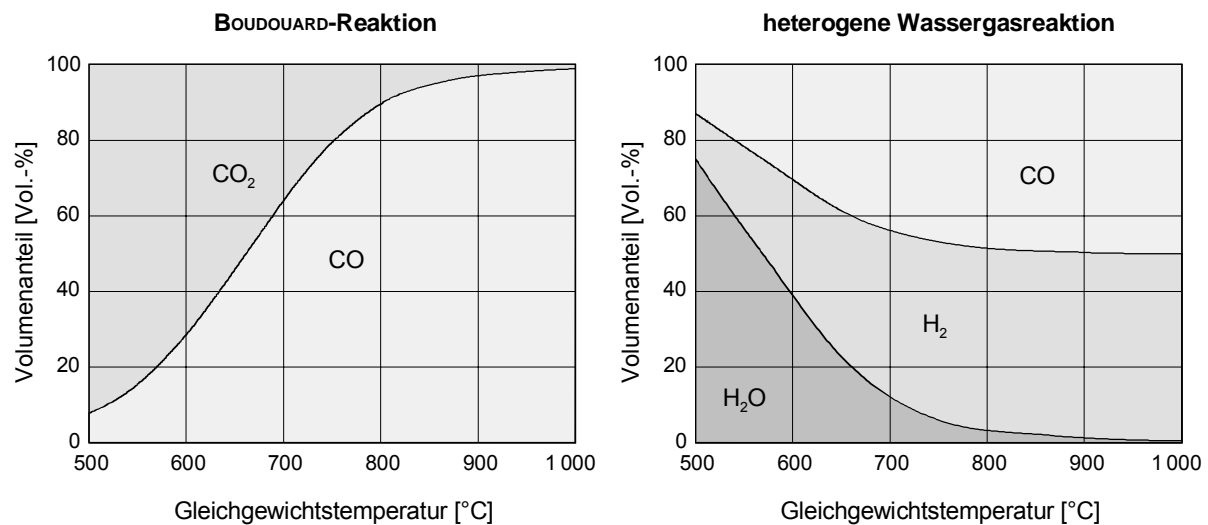
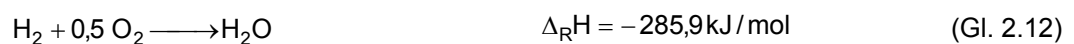


Abb. 2.7: Gleichgewichts-Gaszusammensetzung der BOUDOUARD- und heterogenen Wassergasreaktion (Gesamtdruck 1 bar, Ausgangsstoffmengen $n_C = n_{CO_2} = n_{CO} = 1$ mol bzw. $n_C = n_{H_2O} = n_{CO} = n_{H_2} = 1$ mol, inertgasfrei)

Oxidation

Die gasförmigen, flüssigen und festen Produkte der pyrolytischen Zersetzung und Reduktion werden in diesem Subprozess mit von außen zugeführtem Sauerstoff unvollständig oder vollständig oxidiert. Im Falle der vollständigen Oxidation (in der Regel bei überstöchiometrischer Sauerstoffzufuhr) verbleibt von der Biomasse nur die inerte Asche in der festen Phase bzw. kann nach Abkühlung in diese rückgeführt werden. Alle anderen Bestandteile verlassen in ihrer höchsten (stabilsten) Oxidationsstufe gasförmig den Reaktionsraum. Die bei der Oxidation freiwerdende Reaktionswärme führt zu einer merklichen Wärmetönung (Temperaturen bis über 1 000 °C) und liefert im Wesentlichen die für die vorangegangenen endothermen Reaktionen erforderliche Energie.



Die oben genannten vier Subprozesse können sowohl örtlich und zeitlich getrennt als auch mit teilweiser zeitlicher Überlagerung im gleichen Reaktionsraum ablaufen. Je nach gewünschtem Konversionsprozess laufen alle Subprozesse vollständig ab (z.B. Verbrennung) bzw. werden nur teilweise ausgeführt oder gänzlich unterbunden (z.B. Pyrolyse, Vergasung).

2.4.3 Biomassekonversion durch Vergasung

Unter dem Terminus „Vergasung“ wird im Weiteren der aus den Subprozessen Trocknung, pyrolytische Zersetzung und Reduktion sowie ggf. der partiellen Oxidation bestehende Gesamtprozess zur thermochemischen Konversion fester Biomasse in ein brennbares Gas verstanden.

Autotherme / allotherme Vergasung

Bei vielen in der Technik eingesetzten Biomassevergasungsverfahren werden dem Brennstoff 20 bis 50 % der stöchiometrisch benötigten Luft- bzw. Sauerstoffmenge zugegeben. Die Umsetzung dieses Sauerstoffs zu Kohlenstoffoxiden bzw. Wasserdampf ist so abgestimmt, dass die dabei freigesetzte Reaktionswärme den Wärmebedarf der parallel ablaufenden endothermen Vergasungsreaktionen und die Wärmeverluste des Reaktors abdeckt. Für derartige Verfahren ist die Bezeichnung „autotherme Vergasung“ gebräuchlich.

Bei der „allothermen Vergasung“ mit Wasserdampf oder Kohlendioxid (Luftverhältnis = 0) wird der wärmefreisetzende Prozess der Oxidation unterbunden. Deshalb muss dem Reaktionssystem Wärme von außen konvektiv oder konduktiv zugeführt werden. Diese Wärme kann über einen externen Prozess oder / und durch Wärmerückgewinnung aus den Vergaserproduktströmen bereitgestellt werden.

Eine Vergasung mit Luft, die über die Brenngasrückkühlung vorgewärmt ist, ließe sich beispielsweise nicht eindeutig in eine dieser Kategorien einordnen. Aufgrund der Wärmebereitstellung für die Vergasungsreaktionen läge bei diesem Beispiel eine Kombination von autothermer und allothermer Vergasung vor, wobei in der Regel der autotherme Anteil überwiegt.

Vergasungsmittel und Gasqualitäten

Obwohl chemisch eine Reihe von Gasen als Vergasungsmittel in Frage kommen, werden technisch vorrangig Sauerstoff (in Form von Luft, sauerstoffangereicherter Luft oder technisch reinem Sauerstoff) und Wasserdampf, seltener Kohlendioxid verwendet.

Die einfachste und somit bei kleinen und mittleren Anlagen zur Biomassevergasung vorrangig angewendete Möglichkeit ist die autotherme Vergasung unter Verwendung von Luft als Vergasungsmittel¹. Nachteilig ist dabei der hohe Stickstoffgehalt der Luft, der zu einer Verdünnung des erzeugten Brenngases führt. Die Wärmebereitstellung über die Teiloxidation führt zu merklichen Gehalten an weiteren nichtbrennbaren Komponenten (CO₂, H₂O) im Brenngas. Daraus resultieren Schwachgase mit circa nur einem Drittel brennbarer Bestandteile und Heizwerten von 3,5 bis 6,5 MJ/m³_{i.N.,tr}, was aber für eine motorische Verwendung ausreichend ist.

¹ Der bei der Brennstofftrocknung und Pyrolyse freigesetzte Wasserdampf wirkt, sofern er in die Vergasungszone gelangt, ebenfalls als Vergasungsmittel.

Zur Reduzierung des Stickstoffgehaltes besteht bei der autothermen Vergasung die Möglichkeit, sauerstoffangereicherte Luft oder technisch reinen Sauerstoff als Vergasungsmittel zu verwenden. Entsprechend geringer ist die Verdünnung des (mittelkalorischen) Brenngases mit Stickstoff und die zur Aufrechterhaltung der Vergasungstemperatur zu oxidierende Brennstoffmenge, womit Brenngasheizwerte im Falle der Vergasung mit Sauerstoff von 10 bis 15 MJ/m³_{i.N.,tr} erreichbar sind (BRIDGWATER 1995). Diesem Vorteil steht der Aufwand zur Luftzerlegung bzw. Sauerstoffanreicherung entgegen, der insbesondere für kleine dezentrale Vergasungsanlagen wirtschaftlich nicht tragbar ist.

Die Verwendung von Wasserdampf als Vergasungsmittel führt zu besonders wasserstoffreichen Brenngasen mit Heizwerten von 12 bis 20 MJ/m³_{i.N.,tr} (BRIDGWATER 1995), die sich nach entsprechender Reinigung besonders für den Einsatz in Brennstoffzellen oder zur Methanolsynthese eignen. Allerdings muss dabei die für den Ablauf der endothermen Vergasungsreaktionen erforderliche Wärme von außen in den Reaktor eingebracht werden (allothermer Betrieb), was den technischen Aufwand erhöht, der somit nur für mittlere bis große Vergasungsanlagen gerechtfertigt ist.

Die Vergasung mit Wasserdampf kann auch autotherm betrieben werden, wenn diesem eine für die Erreichung der erforderlichen Reaktionstemperatur ausreichende Sauerstoffmenge zugegeben wird. Das klassische Beispiel der Verwendung einer Mischung von Wasserdampf und Sauerstoff als Vergasungsmittel ist die von WINKLER im Jahre 1922 zum Patent angemeldete Wirbelschicht zur Kohlevergasung (WINKLER 1926, FEILER 1972). Bei der Biomassevergasung mit einer Mischung aus Wasserdampf und Sauerstoff als Vergasungsmittel sind Brenngasheizwerte bis 13 MJ/m³_{i.N.,tr} erreichbar (GIL et al. 1999).

Vergaserwirkungswert

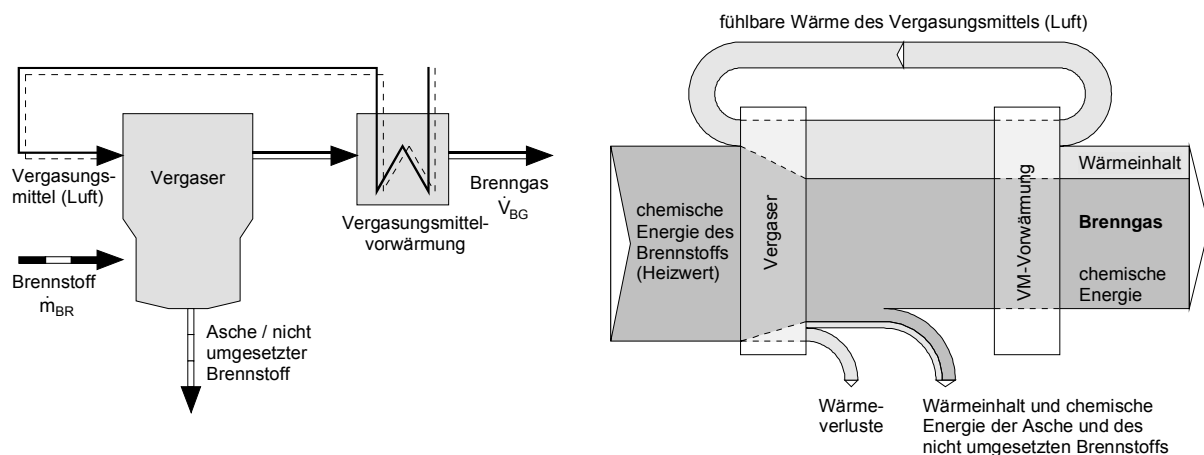


Abb. 2.8: Vereinfachtes verfahrenstechnisches Fließbild und Energieflussbild eines autothermen Vergasers mit Vergasungsmittelvorwärmung durch Brenngaskühlung (ohne Brenngasreinigung)

Ziel der Vergasung ist es, die feste Biomasse möglichst vollständig in ein brennbares Gas zu konvertieren und einen möglichst hohen Anteil der chemischen Energie des Brennstoffes in die chemische Energie des Brenngases zu überführen (Abb. 2.8). Dabei sollte möglichst wenig Energie in fühlbare

Wärme überführt, sowie Verluste durch Wärmeabstrahlung und unvollständigen Brennstoffumsatz minimiert werden. Die Effizienz dieser Konversion wird über den Kaltgaswirkungsgrad¹ η_{KG} ausgedrückt (Gl. 2.15), welcher in der Regel der Quotient aus der Brenngasleistung und der Brennstoffleistung² ist. Sollten Brennstoff oder Vergasungsmittel extern vorgewärmt sein, muss dies im Nenner von (Gl. 2.15) berücksichtigt werden. Das Verhältnis von Brenngasvolumenstrom zu Brennstoffmassenstrom wird als Gasausbeute v_G bezeichnet. Die Kaltgaswirkungsgrade technischer Vergaser (Holz, Vergasungsmittel Luft) liegen im Bereich von 65 bis 85 % (NUSSBAUMER 2002).

$$\eta_{KG} = \frac{\dot{V}_{BG} \cdot H_{U,BG}}{\dot{m}_{BR} \cdot H_{U,BR}} = v_G \frac{H_{U,BG}}{H_{U,BR}} \quad (\text{Gl. 2.15})$$

$$\eta_{HG} = \frac{\dot{V}_{BG} \cdot (h_{BG} + H_{U,BG})}{\dot{m}_{BR} \cdot H_{U,BR}} = v_G \frac{h_{BG} + H_{U,BG}}{H_{U,BR}} \quad (\text{Gl. 2.16})$$

Die Brenngase weisen beim Verlassen des Vergasers oft Temperaturen auf, die eine über die interne Vergasungsmittelvorwärmung hinausgehende Wärmenutzung nahe legt. Deshalb wird bei der externen Nutzung des Wärmeinhaltes der Brenngase zur Bestimmung der Vergasungseffizienz der Heißgaswirkungsgrad³ η_{HG} verwendet (Gl. 2.16). Bei der Wirkungsgradbestimmung ist der teilweise nicht unwesentliche Anteil der kondensierbaren Kohlenwasserstoffe (Teere) am Heizwert des Brenngases zu berücksichtigen, sofern diese nicht abgeschieden und mit dem Brenngas genutzt werden. Erfolgt bei der Brenngasaufbereitung eine Teerabscheidung, darf deren Heizwert demzufolge nicht berücksichtigt werden.

Neben diesen energetischen Wirkungsgraden kann die Vergasungseffizienz auch mit dem Kohlenstoffumsatzgrad charakterisiert werden. Dieser ist als Quotient aus der gasförmig im Brenngas enthaltenen Kohlenstoffmenge zu der im Brennstoff enthaltenen Kohlenstoffmenge definiert.

Vorteile der Vergasung gegenüber der Verbrennung

Speziell für die Elektroenergieerzeugung aus Brennstoffen mit geringer Energiedichte in dezentralen Anlagen kleiner bis mittlerer Leistung sind Vergasungsverfahren der reinen Verbrennung, meistens gekoppelt mit einem Dampfkraftprozess, vorzuziehen. Die Vergasung besitzt, insbesondere in dem angesprochenen Leistungsbereich, thermodynamische, technische, logistische und toxikologische Vorteile gegenüber der Verbrennung (SPINDLER 1998).

Thermodynamische Vorteile: In kleinen mit Dampfkraftprozessen gekoppelten Verbrennungsanlagen können mit Brennstoffen geringer Energiedichte, wie dies bei Biomassen der Fall ist, nur geringe Dampfdrücke und -temperaturen erzielt werden. Mit den dann einsetzbaren Niederdruckdampf-ur-

¹ In älteren Literaturquellen (z.B. NETZ 1982) auch als Vergasungswirkungsgrad bezeichnet.

² Um Verwechslungen auszuschließen, wird statt der in der Wärmetechnik üblichen Termini „Feuerungsleistung“ / „Feuerungswärmeleistung“ in dieser Arbeit, für die der Konversionsanlage über den Brennstoffstrom zugeführte Energie, die Bezeichnung „Brennstoffleistung“ verwendet.

³ In älteren Literaturquellen (z.B. NETZ 1982) auch als thermischer Wirkungsgrad bezeichnet.

binen sind nur elektrische Wirkungsgrade um 10 % erreichbar. Demgegenüber können im gleichen Leistungsbereich durch die Vergasung der Biomasse mit anschließender Brenngasnutzung in Gasmotoren elektrische Wirkungsgrade bis über 20 % erreicht werden. Die Vergasung hat also für kleine und mittlere dezentrale Anlagen bis ca. 5 MW einen wesentlichen Wirkungsgradvorteil gegenüber der Verbrennung.

Technische Vorteile: Bei der technischen Gestaltung einer Vergaser-Gasmotor-Anlage kann der technische Aufwand gegenüber einer Verbrennungs-Dampfkraft-Anlage teilweise wesentlich geringer gehalten werden. So entfällt in der Regel der Dampfkessel und der mit ihm verbundene und durch die TRD geforderte Überwachungsaufwand, was einen automatischen Anlagenbetrieb ohne Beobachtung durch speziell ausgebildete Dampfkesselwärter erleichtert. Die Gasreinigung wird dadurch erleichtert, dass im Vergleich zur Verbrennung bei der Vergasung nur ca. 1/3 des Volumenstromes behandelt werden muss. Das Brenngas kann direkt in einem seriengefertigten Gasmotor-BHKW (meist in Containerbauweise) nach dem energetisch sinnvollen Prinzip der Kraft-Wärme-Kopplung genutzt werden.

Logistische Vorteile: Aufgrund der thermodynamischen und technischen Vorteile können Biomassevergasungsanlagen zur Stromerzeugung bereits mit wesentlich kleineren Durchsätzen betrieben werden als entsprechende Verbrennungsanlagen. Sie sind deshalb für den verbrauchernahen dezentralen Betrieb auf Basis der regional anfallenden Biomasse geradezu prädestiniert. Durch den geringeren Brennstoffbedarf dezentraler Anlagen ist es nicht notwendig, die Biomasse über weite Entfernungen der Anlage zuzuführen. In der Regel kann der Biomasseproduzent (Land- oder Forstwirt) den Brennstoff mit seinen Betriebsfahrzeugen zur Anlage transportieren, logistisch aufwändige Sammeltransporte über große Entfernungen sind nicht erforderlich. Durch die Nähe zum Verbraucher werden auch der Aufwand für die Energieverteilung und die Verteilungsverluste reduziert.

Toxikologische Vorteile: Da im Gegensatz zu Verbrennungsanlagen in Vergasungsanlagen reduzierende Bedingungen herrschen, werden zahlreiche Schadstoffe abgebaut, in ungefährlicheren Formen gebunden oder entstehen erst gar nicht. So wirken Vergasungsreaktoren ohne zusätzliche Reinigungsstufen als Dioxin- und Furansenken. Schwermetalle, die beim Einsatz von Althölzern auftreten können, werden durch die reduzierenden Bedingungen überwiegend in nichteluierbarer Form in der Asche eingebunden. Ammoniak kann in der Kondensationsstufe der Gaswäsche einfach abgeschieden werden, womit die Stickoxidentstehung bei der nachfolgenden Gasnutzung reduziert wird.

Kritisch sind den Vorteilen auch die Nachteile der Biomassevergasung gegenüberzustellen. Hierbei sind sicherheitstechnische Aspekte (Explosions- und Vergiftungsgefahr) und die Teerproblematik zu nennen. Insbesondere die für eine motorische Nutzung des Brenngases erforderliche Abscheidung höherer Kohlenwasserstoffe (Teere), welche zum Teil karzinogen sind, zehrt die Vorteile teilweise wieder auf und ist Haupthindernis für die umfassende Markteinführung dieser Technologie.

2.5 Reaktoren zur Vergasung biogener Festbrennstoffe

Die Vergasungsverfahren lassen sich grundsätzlich nach der Art des Reaktortyps (Festbett-, Wirbelschicht- oder Flugstromvergaser), der Wärmebereitstellung (allotherm oder autotherm), des Vergasungsmittels (Luft, Sauerstoff, Wasserdampf oder Kohlendioxid) sowie der Druckverhältnisse im Reaktionsraum (atmosphärisch oder druckaufgeladen) systematisieren. Als wesentliches Unterscheidungsmerkmal dieser Systematik ist der Reaktortyp zu nennen, der Einfluss auf die Art des Kontakts von Vergasungsmittel und Brennstoff hat. Die Unterteilung basiert auf dem strömungsmechanischen Verhalten von Gas-Feststoff-Systemen und ermöglicht die Abgrenzung in Festbett-, Wirbelschicht- und Flugstromreaktoren (Abb. 2.9). Daneben existieren Sonderformen oder Kombinationen aus verschiedenen Typen.

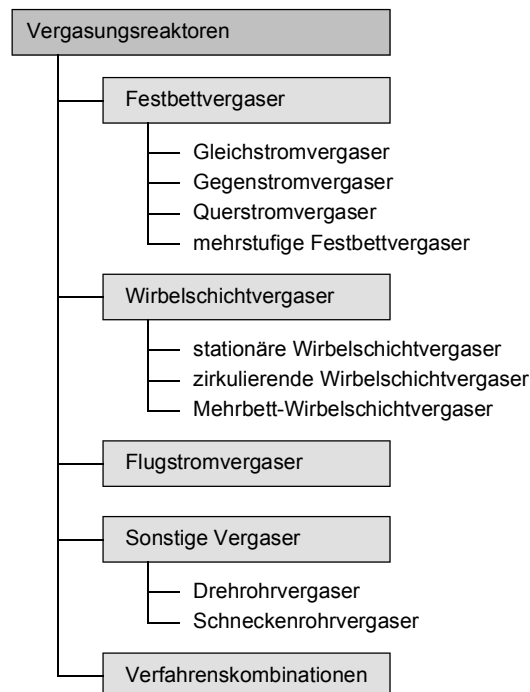


Abb. 2.9: Apparate Technische Systematisierung der Vergasungsverfahren

2.5.1 Festbettvergaser

In Festbettreaktoren durchwandert stückiger Brennstoff, meist infolge der Schwerkraft, einen schachtförmigen Reaktor. Das Vergasungsmittel durchströmt, je nach Variante in gleicher bzw. entgegengesetzter Richtung zum Brennstoffstrom, den Vergaser, woraus die Unterteilung in Gegenstrom- und Gleichstromvergaser resultiert. Daneben ist auch eine Medienführung im Kreuzstrom (Querstromvergaser) sowie die Kombination verschiedener Teilapparate möglich. Innerhalb der Reaktoren bilden sich weitgehend räumlich getrennte Zonen (mit fließenden Übergängen) der Aufheizung/Trocknung, Pyrolyse, Oxidation sowie Reduktion aus.

Gegenstromvergaser

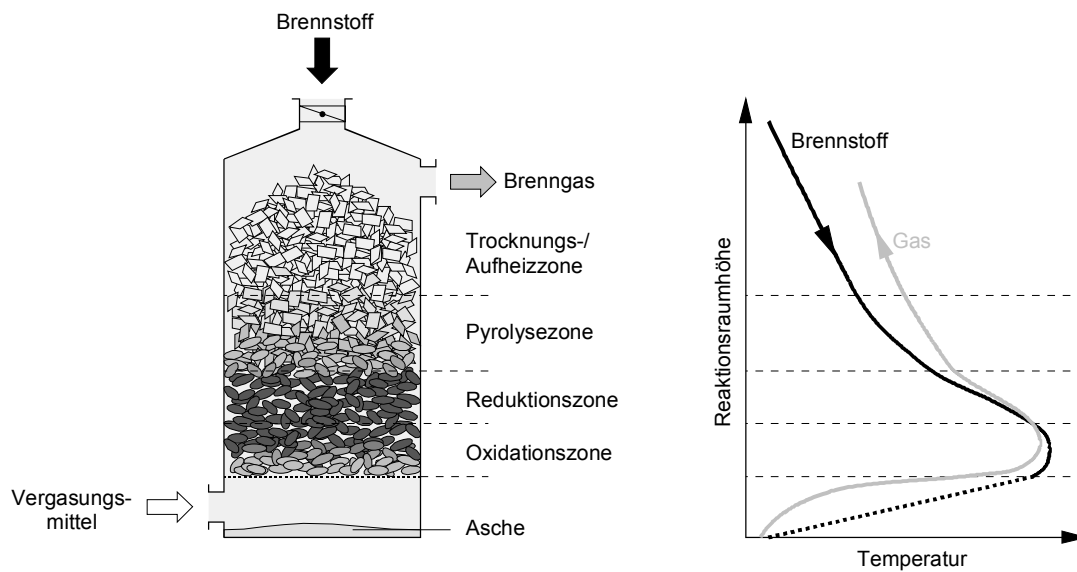


Abb. 2.10: Vereinfachte Darstellung und prinzipieller Temperaturverlauf eines Gegenstromvergasers für biogene Festbrennstoffe (Vergasungsmittel: Luft)

Im Gegenstromvergaser durchläuft der Brennstoff den Reaktionsraum meist von oben nach unten während das Vergasungsmittel im Gegenstrom dazu durch die Brennstoffschüttung strömt (Abb. 2.10). Durch die Zugabe eines sauerstoffhaltigen Vergasungsmittels im unteren Bereich des Reaktors bildet sich dort eine Oxidationszone aus, in der der in der Pyrolysezone aus dem Brennstoff entstandene Koks zu Kohlendioxid umgesetzt wird. Dabei wird die für alle im Reaktor ablaufenden endothermen Reaktionen erforderliche Wärme freigesetzt, welche hauptsächlich konvektiv in die anderen Reaktionszonen transportiert wird. Die Gas- und Brennstofftemperaturen erreichen in der Oxidationszone ihr Maximum, was bei der Verwendung von Sauerstoff als Vergasungsmittel zum Aufschmelzen der Brennstoffasche führen kann. In der darüber liegenden Reduktionszone erfolgt die eigentliche Vergasung, bei der Koks zu den gewünschten Permanentgasen CO , CH_4 und H_2 umgesetzt wird. Durch die endothermen Vergasungsreaktionen sinkt entsprechend die Gastemperatur. Ein weiteres Absinken der Gastemperatur geschieht in der Pyrolyse- und der Aufheiz-/Trocknungszone, wodurch das Brenngas den Reaktor relativ kalt (100 bis 200 °C) verlässt. Durch diese interne Wärmeübertragung vom Gas an den Brennstoff weisen Gegenstromvergaser relativ hohe Kaltgaswirkungsgrade auf und ermöglichen auch die Vergasung sehr feuchter Biomassen. Dem steht jedoch der Nachteil einer sehr hohen Teerbelastung des Brenngases (bis 100 g/m³_{i.N.}) entgegen, der daraus resultiert, dass fast alle in der Pyrolysezone freigesetzten Pyrolyseprodukte vom aufsteigenden Gasstrom mitgerissen werden und, ohne einen Bereich ausreichender Temperatur passiert zu haben, den Reaktor verlassen.

Gleichstromvergaser

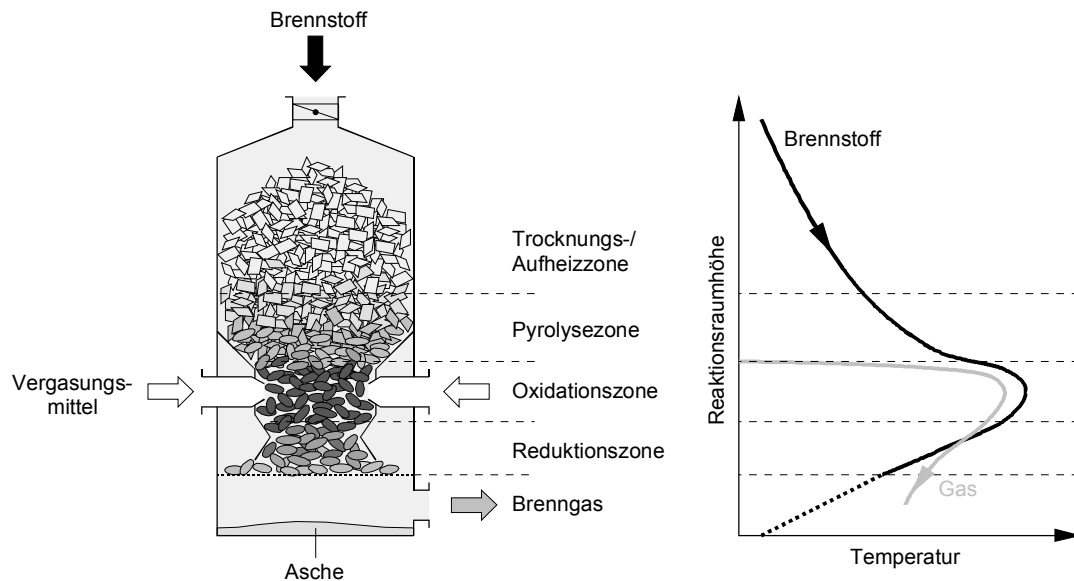


Abb. 2.11: Vereinfachte Darstellung und prinzipieller Temperaturverlauf eines Gleichstromvergasers für biogene Festbrennstoffe (Vergasungsmittel: Luft)

Beim Gleichstromvergaser bewegen sich Brennstoff und Vergasungsmittel gleichgerichtet meist von oben nach unten durch den Reaktionsraum (Abb. 2.11). Bei den meisten technischen Anwendungen wird das Vergasungsmittel erst im mittleren bis unteren Bereich zugegeben, wobei die Zugabe dann oftmals über Düsen in einem eingeschnürten Bereich erfolgt. Deshalb erfolgt die Aufheizung, Trocknung und Pyrolyse des Brennstoffes im oberen Reaktorteil unter weitgehendem Luft-/Sauerstoffabschluss. Da die dazu benötigte Wärme hauptsächlich konduktiv transportiert wird, ist es nicht möglich, in Gleichstromvergasern sehr feuchte Brennstoffe einzusetzen. In der Oxidationszone werden die Pyrolyseprodukte (Pyrolysegas, Koks) teilweise oxidiert. Dabei werden insbesondere langkettige Kohlenwasserstoffe, aufgrund der in der Oxidationszone herrschenden hohen Temperaturen (bis über 1 000 °C), zu Permanentgasen und kurzkettigen Kohlenwasserstoffen umgesetzt, was zu relativ geringen Brenngasteerbelastungen (ca. 1 g/m³_{i.N.}) führt. In der anschließenden Reduktionszone erfolgt der weitere Umsatz des Kokes durch Vergasungsreaktionen. Durch die hohen Brenngasaustrittstemperaturen (500 bis 800 °C) ist der Kaltgaswirkungsgrad geringer als beim Gegenstromvergaser. Bei einigen Anwendungen des Gleichstromverfahrens wird die fühlbare Wärme der heißen Brenngase zur Brennstoff- oder Luftvorwärmung genutzt. Bei der Brennstoffvorwärmung strömt dabei das Brenngas durch einen Ringspalt, der durch die Reaktor- und eine Außenwand gebildet wird, an der Oxidations-, Pyrolyse- und Aufheiz-/Trocknungszone vorbei.

Neben dem geringen Wassergehalt stellt dieses Verfahren noch hohe Anforderungen an die Partikelgröße des Brennstoffes. Diese sollte in einem Bereich um 30 bis 50 mm Kantenlänge¹ liegen und

¹ Abweichungen hiervon sind möglich, wenn die Brennstoffbewegung gewährleistet oder mechanisch sichergestellt wird.

möglichst keine Feinfraktion enthalten, um die Bewegung und die Durchströmbarkeit der Brennstoffschüttung im Reaktor zu gewährleisten. Weiterhin ergibt sich eine Einschränkung auf die möglichen Anlagengrößen aus der schwierigen Sicherstellung einer über den gesamten Oxidationszonenquerschnitt ausreichend hohen Temperatur, weshalb die Anwendung der Gleichstromvergasung nur im unteren Leistungsbereich (bis 2 000 kW Brennstoffleistung) sinnvoll erscheint.

Querstromvergaser

Der Querstromvergaser, in einigen Arbeiten auch als Kreuzstromvergaser bezeichnet, stellt eine Abwandlung des Gleichstromvergasers dar, wobei das Vergasungsmittel/Brenngas quer zur Brennstoffbewegung strömt. Das Vergasungsmittel tritt dabei seitlich unterhalb der Pyrolysezone in den Vergaser ein und das Brenngas auf der gegenüberliegenden Seite aus. Oxidations- und Reduktionszone liegen somit in einer Ebene.

Mehrstufige Festbettvergaser

Bedingt durch die teilweise gegenläufigen Vor- und Nachteile von Gleichstrom- und Gegenstromvergasern wird versucht, durch eine entsprechende Kombination beider Verfahren ihre Nachteile auszugleichen, so dass ein teearmes Brenngas auch aus relativ feuchtem und feinkörnigem Brennstoff mit höherem Wirkungsgrad generiert werden kann. Die Lösungsansätze reichen von der Zugabe der Luft in zwei Stufen („Doppelfeuervergaser“) bis zur Kombination von mehreren räumlich getrennten Apparaten. Bei letzteren wird versucht, die Prozesse Pyrolyse, Oxidation und Reduktion räumlich soweit zu trennen, dass für jeden Prozess optimale Bedingungen eingestellt werden können. Somit eröffnet sich die Möglichkeit, höhere Kohlenwasserstoffe gezielt im Oxidationsbereich umzusetzen und ein teearmeres Brenngas zu generieren. Die Kombination von mehr oder weniger eigenständigen Apparaten erhöht aber nicht nur den apparativen, sondern auch den regelungstechnischen Aufwand und erfordert eine exakte Abstimmung aller Teilprozesse zur Sicherstellung eines stabilen Vergaserbetriebes.

2.5.2 Wirbelschichtvergaser

Neben dem Brennstoff und dem Vergasungsmittel erfordern Wirbelschichtvergaser in der Regel die Anwesenheit eines dritten Stoffes, des Bettmaterials, das zumeist aus feinem Quarzsand oder Asche besteht. Durch die vertikale Durchströmung des Bettmaterials mit dem Vergasungsmittel, was bei einer Gasgeschwindigkeit zwischen der Lockerungs- und Austragsgeschwindigkeit (stationäre Wirbelschicht) bzw. im Bereich der Austragsgeschwindigkeit des Bettmaterials (zirkulierende Wirbelschicht) erfolgt, bildet sich im Reaktionsraum eine Wirbelschicht aus (Abb. 2.12, Seite 27). Der feinkörnige Brennstoff wird meist im unteren Bereich der Wirbelschicht zugegeben und intensiv mit dem Bettmaterial und dem Vergasungsmittel vermischt. Das Bettmaterial fungiert bei der Vergasung als Wärmeträger und gewährleistet im Bereich der Wirbelschicht eine nahezu gleichmäßige und gut regelbare Temperatur, die nach oben meist nur durch die Konstruktionswerkstoffe oder das Schmelzverhalten

der Brennstoffasche limitiert wird. Darüber hinaus stellt das Bettmaterial einen intensiven Stoffaustausch zwischen Brennstoff und Vergasungsmittel sicher. In der Regel bilden sich keine klar abgrenzbaren Reaktionszonen aus, vielmehr laufen alle Prozesse und Reaktionen der thermochemischen Umwandlung parallel im gesamten Schichtvolumen ab. In der Temperaturkonstanz, der leichten Regelbarkeit und der Verwendbarkeit auch feinkörniger Brennstoffe (z.B. Sägespäne, Holzhackschnitzel) liegen die Vorteile der Wirbelschichtvergaser.

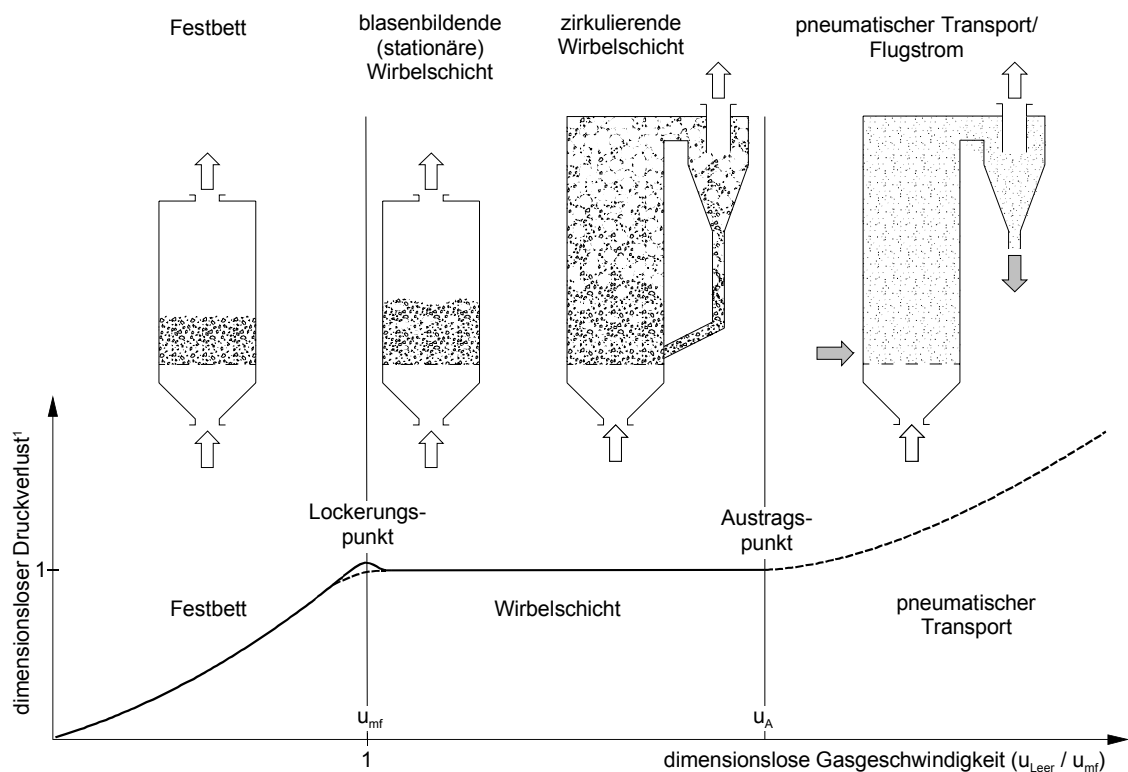


Abb. 2.12: Strömungsmechanische Einteilung von Reaktoren in Anlehnung an NUSSBAUMER 2001 (¹dimensionsloser Druckverlust entspricht Druckverlust \times Querschnittsfläche / Gewichtskraft des Gesamtfeststoffinventars, MICHEL et al. 1992)

Das Brenngas verlässt den Reaktionsraum mit relativ hoher Temperatur (600 bis 900 °C). Dessen fühlbare Wärme sollte zur Verbesserung des Kaltgas- bzw. Anlagenwirkungsgrades zur Vergasungsmittelvorwärmung oder Wärmeengewinnung genutzt werden. Die Teergehalte der Brenngase aus der Wirbelschichtvergasung liegen mit 5 bis 20 g/m³_{i,N} zwischen dem des Gleich- und des Gegenstromvergaser. Mitgerissene feinkörnige Brennstoff-/Kokspartikel, feinkörnige Asche und Bettmaterialabrieb führen zu einem, gegenüber den Festbettvergasern, höheren Partikelgehalt des Brenngases. Eine interessante Option zur Senkung der Brenngasteerbelastung ist die Substitution des inerten Bettmaterials durch katalytisch aktive Stoffe (RAPAGNA et al. 2000, COURSON et al. 2000).

Stationäre Wirbelschichtvergaser

Stationäre Wirbelschichtvergaser (Abb. 2.13, Seite 28) sind durch grobe Inertbettmaterialien (0,5 bis 2,0 mm) und vergleichsweise geringe Gasgeschwindigkeiten (mehrfache Lockerungsgeschwindigkeit)

gekennzeichnet. Dadurch bildet sich eine blasenbildende Wirbelschicht mit klar erkennbarer Bett-oberfläche aus, deren Höhe bei technischen Anwendungen 0,5 bis 2 m beträgt. Oberhalb der Wirbelschicht schließt sich ein Freiraum an, in dem Gase und mitgerissener feiner Koks weiter reagieren können. Bedingt durch das Fehlen des Bettmaterials als Wärmeträger fällt im Freiraum die Gas-temperatur ab, wenn nicht anderweitig nachgeheizt oder Sauerstoff bzw. Luft zugegeben wird. An die Abmessungen des Brennstoffes werden keine großen Anforderungen gestellt. Sie sind oftmals nur durch das Eintragssystem limitiert. So kann beispielsweise Holz in Form von Säge- und Hobelspänen, Hackschnitzeln oder Pellets verwendet werden, was ein Partikelgrößenspektrum von 1 bis 50 mm bedeutet. Der maximale Brennstoffwassergehalt ist nur von der Sicherstellung einer ausreichenden Vergasertemperatur abhängig und liegt beispielsweise für die autotherme Vergasung mit Luft bei 30 (Kleinanlagen) bis 50 Ma.-% (Großanlagen). Als wirtschaftlicher Leistungsbereich werden 500 bis 20 000 kW Brennstoffleistung angesehen.

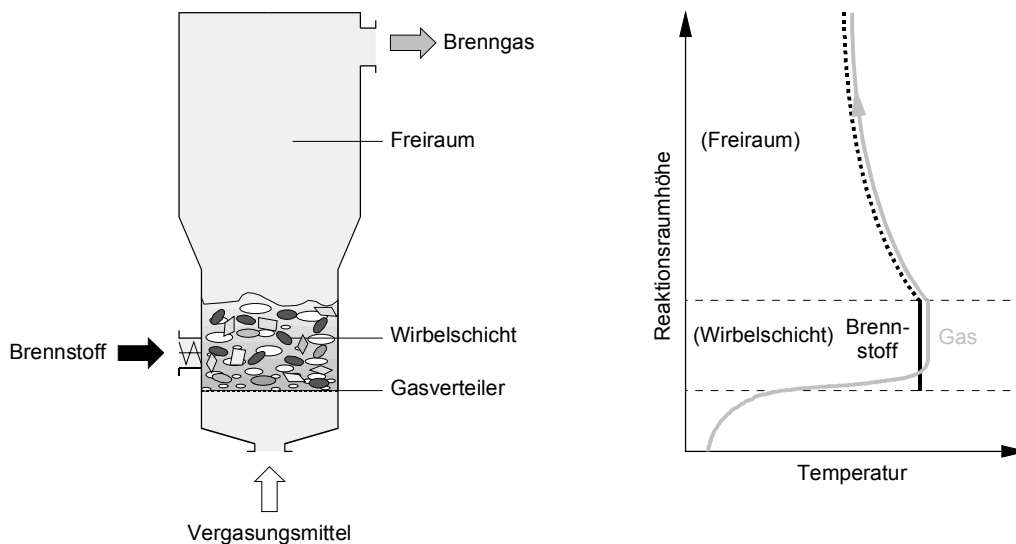


Abb. 2.13: Vereinfachte Darstellung und prinzipieller Temperaturverlauf eines stationären Wirbelschichtvergaser für biogene Festbrennstoffe (Vergasungsmittel: Luft)

Zirkulierende Wirbelschichtvergaser

Zirkulierende unterscheiden sich von stationären (blasenbildenden) Wirbelschichten durch die Verwendung von feinerem Bettmaterial (0,2 bis 0,5 mm) und höheren Leerrohrgeschwindigkeiten, die im Bereich der Partikelaustragsgeschwindigkeit liegen. Dadurch kommt es zur Bettexpansion über die gesamte Reaktionsraumhöhe und zum teilweisen Austrag von Bettmaterial, welches nach Separation vom Gasstrom (hauptsächlich in Zyklonen) in den Reaktionsraum rückgeführt wird (Abb. 2.14, Seite 29). Neben den Inertbettmaterialpartikeln zirkulieren auch feinkörnige Brennstoff-/Kokspartikel. Eine erkennbare Wirbelschichtoberfläche existiert nicht, statt dessen eine Zone mit höherer Feststoffbeladung im unteren und eine Zone mit geringerer Feststoffbeladung im oberen Reaktionsraumbereich. Im Vergleich zu stationären erfordern zirkulierende Wirbelschichtvergaser feinkörnigere Brennstoffe (1 bis 10 mm, max. 30 mm) und erreichen, bedingt durch die höheren Gasgeschwindigkeiten, höhere

Querschnittsbelastungen. Daraus und aus dem höheren regelungstechnischen Aufwand resultiert ein wirtschaftlicher Leistungsbereich von ca. 10 bis 100 MW Brennstoffleistung.

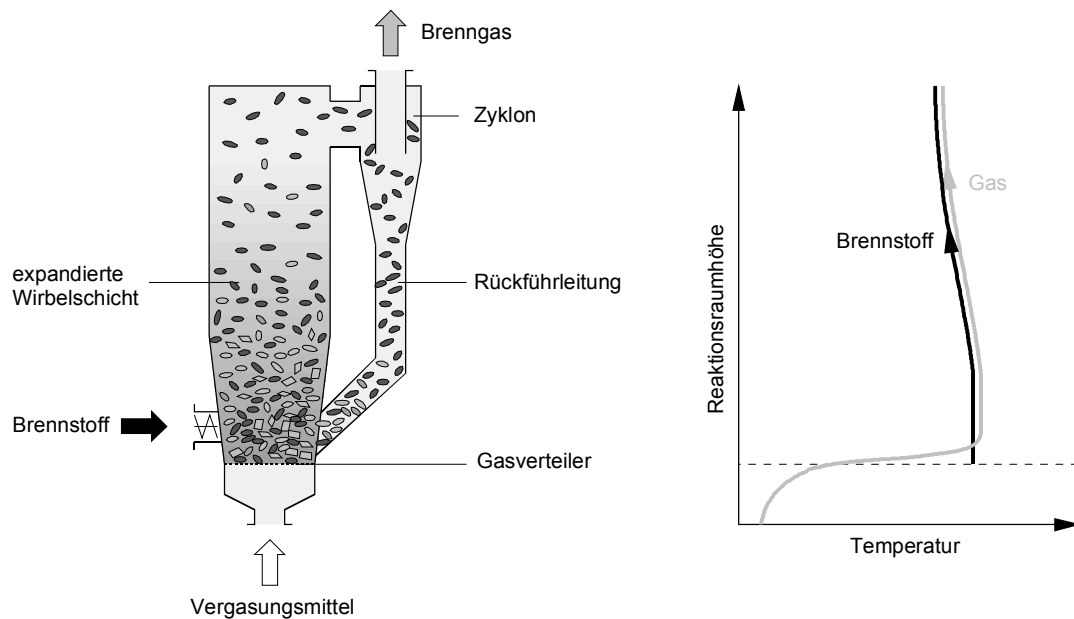


Abb. 2.14: Vereinfachte Darstellung und prinzipieller Temperaturverlauf eines zirkulierenden Wirbelschichtvergaser für biogene Festbrennstoffe (Vergasungsmittel: Luft)

Mehrbett-Wirbelschichtvergaser

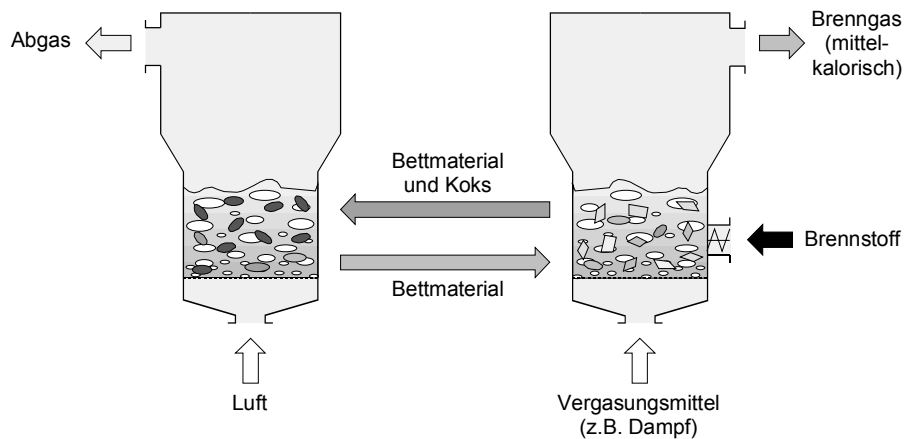


Abb. 2.15: Prinzipielle Darstellung eines Vergasungsverfahrens mit zwei gekoppelten Wirbelschichtreaktoren

Werden zwei oder mehrere räumlich getrennte Wirbelschichten über umlaufendes Bettmaterial gekoppelt (Abb. 2.15), so eröffnet sich die Möglichkeit, die einzelnen Subprozesse der thermochemischen Konversion zu trennen und separat zu optimieren. Beispielsweise kann die Verbrennung des Kokes von der Pyrolyse und Vergasung getrennt werden. Der damit verbundene Aufwand rechtfertigt sich für eine einfache Luftvergasung nicht, so dass im genannten Beispiel die Fluidisierung der Pyrolyse- und Vergasungswirbelschicht mit einem stickstofffreien Gas (z.B. Dampf) erfolgen könnte, was zur Erzeu-

gung eines mittelkalorischen Brenngases führen würde. In diesem Falle würde die Pyrolyse- und Vergasungswirbelschicht allotherm arbeiten. Die notwendige Wärme wird über die Oxidation des Kokes in der mit Luft fluidisierten Verbrennungswirbelschicht bereitgestellt und mit dem umlaufenden Bettmaterial transportiert.

2.5.3 Flugstromvergaser

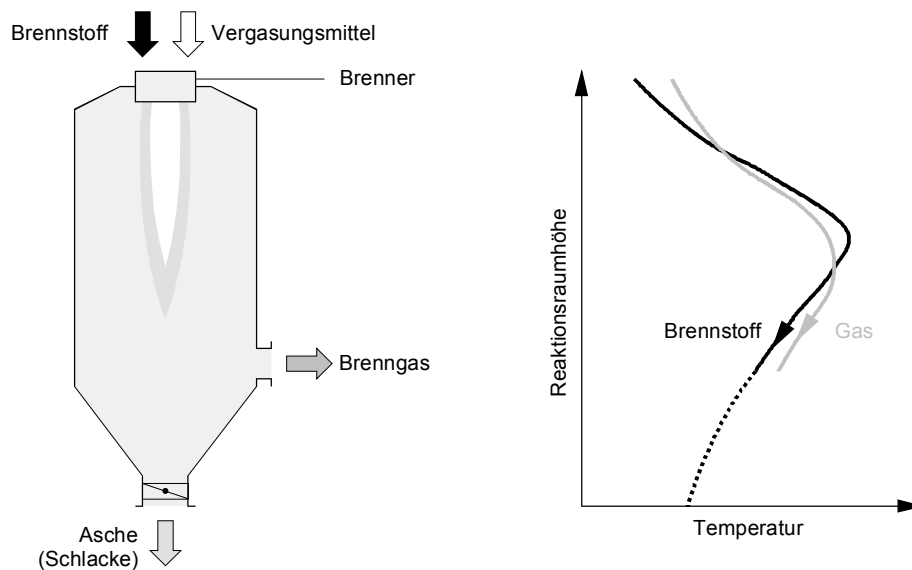


Abb. 2.16: Vereinfachte Darstellung und prinzipieller Temperaturverlauf eines Flugstromvergaser für biogene Festbrennstoffe (Vergasungsmittel: Sauerstoff)

Bei der Flugstromvergasung (Abb. 2.16) wird der sehr fein aufgemahlene Brennstoff zusammen mit dem Vergasungsmittel im Gleichstrom durch den Reaktionsraum geblasen und in Abhängigkeit vom Brennstoffheizwert und verwendeten Vergasungsmittel (Luft, Sauerstoff) bei Temperaturen von 1 200 bis 2 000 °C vergast. Die Brennstoffkörnung muss dabei so fein eingestellt werden, dass ein möglichst vollständiger Umsatz während der nur im Sekundenbereich liegenden Verweilzeit erreicht wird. Die direkte Flugstromvergasung von Biomasse erfordert einen sehr hohen Mahlaufwand, weshalb eine Verfahrenskombination mit vorangehender Biomassepyrolyse sinnvoll ist. Der Pyrolysekoks lässt sich leichter aufmahlen und liefert einen heizwertreicheren Vergaserbrennstoff. Die aus der Kohlevergasung bekannten Flugstromvergaser arbeiten oft mit Sauerstoff bzw. sauerstoffangereicherter Luft als Vergasungsmittel und unter höheren Drücken (NETZ 1982). Die damit verbundene aufwändige Anlagentechnik erfordert zur Sicherstellung eines wirtschaftlichen Betriebes Anlagengrößen im mehrstelligen Megawatt-Bereich. Auf der anderen Seite eröffnet das bei der Sauerstoffvergasung generierte mittelkalorische Brenngas auch über die energetische Nutzung hinausgehende Verwertungsmöglichkeiten (z.B. Methanolsynthese).

2.5.4 Zusammenfassender Vergleich

Die Frage, welcher der Vergasungsreaktoren für die thermochemische Konversion von biogenen Festbrennstoffen der technologisch und wirtschaftlich vorteilhafteste ist, lässt sich nicht allgemeingültig beantworten. Jeder Reaktortyp weist in bestimmten Bereichen Vorteile und auch Nachteile auf, das optimale Vergasungsverfahren existiert nicht. Typische Prozessparameter und die daraus ableitbaren Vor- und Nachteile sind für wesentliche Vergasungsreaktoren vor dem Hintergrund der Biomassevergasung in der Tab. 2.8 zusammengefasst. Eine Bewertung dieser Parameter und die darauf aufbauende Wahl des Vergasungsverfahrens und des Vergasungsmittels muss immer unter Berücksichtigung der dem Einsatzfall zugrunde liegenden Rahmenbedingungen erfolgen. Wesentliche Rahmenbedingungen sind der zu verwendende Brennstoff (Art, Wassergehalt, Partikelgröße, Störstoffgehalt, wirtschaftlich akzeptable Brennstoffaufbereitung), die angestrebte Brenngasnutzung (Anforderungen hinsichtlich Gasqualität, Teer- und Staubgehalt), die erforderliche Automatisierung und natürlich die Leistungsgröße. Neben diesen rein technologischen Rahmenbedingungen ist letztlich immer die Wirtschaftlichkeit das für eine Realisierung entscheidende Kriterium.

Tab. 2.8: *Technisch und wirtschaftlich realisierbare Prozessparameter verschiedener Verfahren für die autotherme Vergasung biogener Festbrennstoffe (in Anlehnung an BRIDGEWATER 1995)*

	Festbett Gegenstrom	Festbett Gleichstrom	Wirbelschicht stationär	Wirbelschicht zirkulierend	Flugstrom
Vergasungs- mittel	Luft	Luft	Luft	Luft	Luft / Sauerstoff
Brennstoff- leistung	1 – 10 MW	0,1 – 2 MW	0,5 – 20 MW	10 – 100 MW	20 – 100 MW
Brennstoff- partikelgröße	5 – 200 mm	20 – 200 mm	1 – 50 mm	1 – 10 mm	< 1 mm
Brennstoff- wassergehalt	< 50 Ma.-%	< 20 Ma.-%	< 50 Ma.-%	< 50 Ma.-%	< 20 Ma.-%
Hauptreaktions- temperatur	bis 1 100 °C	bis 1 100 °C	bis 950 °C	bis 950 °C	über 1 200 °C
Teergehalt	hoch	gering	mittel	mittel	gering
Staubgehalt	gering	mittel	hoch	sehr hoch	sehr hoch
Maßstabsüber- tragbarkeit	gut	schlecht	sehr gut	sehr gut	gut

Bei kleinen und mittleren Unternehmen des Holzver- und -bearbeitenden Gewerbes und der Entsorgungswirtschaft stehen oft Rest- und Abfallholzmengen für eine potenzielle dezentrale energetische Verwertung zur Verfügung, die Anlagengrößen im Bereich von 1 000 bis 10 000 kW Brennstoffleistung ermöglichen (SEEGER 1997, KIRST 1997). Gleichzeitig besteht oftmals ein zeitsynchroner Bedarf an Wärme- und Elektroenergie. Das Rest- und Abfallholz liegt gewöhnlich in Form von Spänen oder Hackschnitzeln vor bzw. wird zwecks besserer Handhabbarkeit geschreddert und weist teilweise stark variierende Wassergehalte auf (20 bis 50 Ma.-%). Daneben enthalten Abfallhölzer aus der Entsorgungswirtschaft diverse holzfremde Bestandteile und Störstoffe (MARUTZKY 1997 B). Um in dem angestrebten Leistungsbereich einen wirtschaftlichen Anlagenbetrieb zu ermöglichen, sind die spezifischen

Investitionskosten und die Betriebskosten zu minimieren. Dies erfordert die Verwendung einer einfachen Anlagentechnik in Form der autothermen Vergasung, die Wahl von Luft als Vergasungsmittel sowie die Verwertung der Biomasse ohne oder nur mit minimaler Vorbehandlung.

Mit der Wirbelschichttechnologie können diese Verfahrensanforderungen anlagentechnisch erfüllt werden. Stationäre (blasenbildende) Wirbelschichten stellen eine effiziente Technik zur Vergasung von Biomassen im mittleren Leistungsbereich (1 bis 20 MW Brennstoffleistung) dar, während zirkulierende Wirbelschichten in höheren Leistungsbereichen (10 bis 100 MW Brennstoffleistung) wirtschaftlich interessanter sind. Besonders stationäre Wirbelschichten zeichnen sich durch eine Toleranz gegenüber schwankenden Brennstoffeigenschaften wie Wassergehalt und Partikelgröße aus. Der Störstoffgehalt ist für Wirbelschichten, sofern er nicht schmelzpunktniedrigend wirkt, wenig problematisch.

Aus genannten Gründen beschränkt sich die vorliegende Arbeit auf die autotherme Luftvergasung von biogenen Festbrennstoffen in stationären Wirbelschichten kleiner bis mittlerer Leistung.

2.6 Stand der Vergasertechnik für biogene Festbrennstoffe

Während und nach dem Zweiten Weltkrieg wurden in Mitteleuropa, bedingt durch die Treibstoffknappheit, verschiedene Typen von Festbettvergäsern (hauptsächlich Gleichstromvergaser) zum Antrieb von Kraftfahrzeugen eingesetzt, wobei neben Holz auch Torf und Kohlebriketts als Vergasungsgut verwendet wurden (JANTSCH 1943, ECKERT und VAN HOVE 1943). In großen Stückzahlen wurden insbesondere IMBERT-Vergaser verwendet (ECKERMANN 1986). Nach Überwindung der Mangelwirtschaft wurden diese mobilen Vergaser jedoch komplett vom Markt verdrängt.

Anknüpfend an diese Erfahrungen wird seit den Ölkrisen versucht, diese Vergasungsverfahren in stationären Anlagen kleiner Leistung (unter 1 000 kW Brennstoffleistung) anzuwenden. Bei genauerer Betrachtung sind die Anlagen in ihrer damaligen Form heute so nicht nutzbar, da sich die Voraussetzungen und Anforderungen für den Einsatz dieser Technik geändert haben. Eine moderne Anlage zur Holzvergasung muss die heutigen Anforderungen an Wirtschaftlichkeit und Umweltverträglichkeit erfüllen. Im Einzelnen sind das ein möglichst breites Brennstoffspektrum hinsichtlich Biomasseart, Partikelgröße, Wasser- und Störstoffgehalt, hohe Standzeiten der Komponenten, geringer Serviceaufwand, hoher Automatisierungsgrad und die Einhaltung der Emissionsvorschriften.

Die für eine motorische Nutzung erforderliche Brenngasreinigung, insbesondere die betriebssichere Abscheidung von höheren Kohlenwasserstoffen (Teeren), erweist sich dabei als Achillesferse der Biomassevergasung. Um diese Problematik zu umgehen, setzten erste Konzepte auf die direkte Verbrennung der nicht oder nur minimal gereinigten Brenngase. Die Vergasung dient hierbei nur der Veredelung des schlecht handhabbaren biogenen Festbrennstoffs in ein besser nutzbaren gasförmigen Energieträger, der in vorhandenen oder marktverfügbaren Anlagen verbrannt werden kann. Das Spektrum derartiger Konzepte reicht von der Verbrennung des Brenngases in Heizkesseln (z.B.

WAMSLER-Thermo-Prozessor, BRUNNER 1997) über industrielle Prozessfeuerungen (z.B. Zementwerk Rüdersdorf, WIRTHWEIN et al. 1999) bis hin zur Mitverbrennung in Kohlekesseln (z.B. Lathi / Finnland, NIEMINEN et al. 2001). Auch wenn derartige Konzepte sich auf den ersten Blick nicht wesentlich von einer stark gestuften Verbrennung der biogenen Festbrennstoffe unterscheiden, haben sie doch die Vorteile, dass der Ort der „Biomasseveredelung“ durch Vergasung in gewissen Grenzen vom Ort der Verbrennung getrennt ist und die Gasverbrennung für sich optimiert werden kann. Des Weiteren eröffnet sich damit die Möglichkeit, relativ kurzfristig und kostengünstig fossile Energieträger zu substituieren, teilweise verbunden mit der Option, durch Verwendung als Stufungsbrennstoff zur Minderung der Stickoxidemissionen beizutragen.

Nach einer nur geringfügigen Reinigung (z.B. nur der Heißgasentstaubung) sind die Brenngase auch in indirekt befeuerten Gasturbinen und Motoren mit externer Verbrennung (Stirlingmotoren) nutzbar. Werden die Brenngase dabei nicht wesentlich abgekühlt, besteht, wie auch bei der direkten Nutzung in einer Gasbrennkammer, ein Vorteil darin, dass die fühlbare Wärme des Brenngases und die chemische Energie der nichtkondensierten höheren Kohlenwasserstoffe (Teere) genutzt werden. Diesen Vorteilen stehen jedoch auch technische Nachteile gegenüber. Bei den indirekt befeuerten Gasturbinen ist es die Problematik der Hochtemperatur-Wärmeübertrager hinsichtlich der Materialfrage und den damit verbundenen erreichbaren Prozesstemperaturen (MACKE et al. 2003). Auf der Seite der Stirlingmotoren ist es die derzeitige Verfügbarkeit von Motoren mit nur sehr kleinen Leistungen und der noch erforderliche Entwicklungsaufwand für wirtschaftlich interessante Leistungsgrößen (BAUMÜLLER und SCHIEL 2000, CARLSEN 2000).

Tab. 2.9: Anforderungen an die Brenngasqualität (NUSSBAUMER 2002, MILNE et al. 1998)

		Verbrennungs- motor ¹	Gasturbine ²	Brennstoffzelle	Methanol- synthese
Partikel	mg/m ³ _{i.N.,BG}	< 50	< 30	n.b.	< 0,02
Teer	mg/m ³ _{i.N.,BG}	< 100	< 5	< 0,5	< 0,1
Ammoniak	mg/m ³ _{i.N.,BG}	< 55	n.b.	< 0,1	< 0,1
Schwefelwasserstoff	mg/m ³ _{i.N.,BG}	< 1 150	< 100	< 1	< 1

¹ mit interner Verbrennung (Gasotto- und Gasdieselmotor)

² intern befeuert

Um die bei der Biomassevergasung generierten Brenngase in Motoren mit interner Verbrennung (Gasottomotor, Gasdieselmotor) oder in intern befeuerten Gasturbinen betriebssicher verwerten zu können, sind die in Tab. 2.9 aufgeführten Brenngasqualitäten einzuhalten. Aufgrund von Fortschritten bei der Vergaserbetriebsführung und der Brenngasreinigung, erzielt durch eine Vielzahl öffentlicher und industrieller Forschungs- und Entwicklungseinrichtungen, befinden sich heute erste Anlagen in der industriellen Demonstrationsphase, bei denen das Brenngas motorisch (z.B. Güssing / Österreich, JÖRG 2001) oder in GuD-Prozessen (z.B. in Värnamo / Schweden, RENSFELT 2001) genutzt wird. Der störungsfreie Betrieb und die Wirtschaftlichkeit dieser Demonstrationsanlagen muss in den nächsten Jahren unter Beweis gestellt werden.

Die ebenfalls denkbaren Brenngasverwertungsmöglichkeiten in Brennstoffzellen und zur Synthese von Methanol erfordern einen weit höheren Aufwand zur Brenngaskonditionierung als bei einer gasmotorischen Verwertung. Da wirtschaftlich sinnvolle Lösungen dieser Brenngasreinigungsaufgabe für kleine und mittlere dezentrale Anlagen derzeit nicht zu erwarten sind, soll auf derartige Verwertungsmöglichkeiten an dieser Stelle nicht weiter eingegangen werden. Darüber hinaus bedürfen die Methanolsynthese und die sich in der aktuellen Diskussion befindliche FISCHER-TROPSCH-Synthese von Dieselmotorkraftstoff aus Biomassen für den wirtschaftlichen Betrieb Anlagenleistungen im Bereich mehrerer Hundert Megawatt Brennstoffleistung. Mit dem für diese Anlagenleistung erforderlichen Biomasseumsatz und dem daraus resultierenden logistischen Aufwand wird allerdings der Ansatz einer dezentralen und nachhaltigen Energiebereitstellung auf regenerativer Basis ad absurdum geführt.

Die Darstellung der Vielzahl in- und ausländischer Forschungs-, Demonstrations-, Pilot- sowie kommerzieller Anlagen zur Vergasung von biogenen Festbrennstoffen übersteigt den Rahmen dieser Arbeit. Deshalb ist nur eine Auswahl einiger Vergaserprojekte inklusive wesentlicher technischer Daten im Anhang A.1 aufgelistet.

3 Modellierung der Biomassevergasung in stationären Wirbelschichten

3.1 Mathematische Modelle zur Beschreibung von Vergasungsreaktoren

3.1.1 Black-Box-Modelle

Bei der Auslegung, Dimensionierung und Optimierung von Energieanlagen wird gewöhnlich auf Berechnungsmodelle zurückgegriffen, die im einfachsten Fall simple Bilanzmodelle (Black-Box-Modelle) sind, bei denen die Energie- und Stoffbilanz für den stationären Betriebspunkt gelöst werden (z.B. Verbrennungsrechnung mit vollständigem Umsatz ohne Berücksichtigung von Dissoziation). Für Vergasungsreaktoren lassen sich derart einfache Berechnungsmodelle, aufgrund der stöchiometrischen Unbestimmtheit der ablaufenden Reaktionen, nur unter Zuhilfenahme empirischer Anpassungen verwenden, die zumeist aus experimentell ermittelten Konzentrationen bestimmter Leitkomponenten im Brenngas (z.B. CO, H₂, CH₄) oder der spezifischen Gasausbeute bestehen. Die Beschreibung der bei der Vergasung ablaufenden Reaktionen und die Klärung des Einflusses verschiedener Betriebs- und Reaktionsparameter auf die Gasqualität und -ausbeute ist mit derartigen Modellen in der Regel nicht möglich. RAO et al. (2004) beschrieben beispielsweise ein solches Modell zur Berechnung der Biomassevergasung mit Luft in Gegenstromvergasern.

3.1.2 Gleichgewichtsmodelle

Insbesondere bei der Modellierung der Kohlevergasung in Festbettreaktoren wurde zur Bestimmung der Gaszusammensetzung auf Gleichgewichtsmodelle zurückgegriffen. Hervorzuheben ist in diesem Zusammenhang die Arbeit von GUMZ (1952) zur Berechnung der Kohlevergasung. Dabei wird davon ausgegangen, dass bestimmte Vergasungsreaktionen ihr chemisches Gleichgewicht erreichen. Im Allgemeinen werden das BOUDOUARD-Gleichgewicht (Gl. 3.1), das heterogene (Gl. 3.2) und homogene Wassergasgleichgewicht (Gl. 3.3) sowie das heterogene (Gl. 3.4) und homogene Methanbildungsgleichgewicht (Gl. 3.5) berücksichtigt. Da die Gleichgewichtsreaktionen nicht unabhängig voneinander sind, müssen nicht alle zur Berechnung der Gesamtgleichgewichtszusammensetzung herangezogen werden. Die temperaturabhängigen Gleichgewichtszahlen können aus thermodynamischen Tabellen abgeleitet (z.B. BARIN und PLATZKY 1995) oder über Näherungsgleichungen (z.B. GUMZ 1952) bestimmt werden. Eine Auflistung veröffentlichter Gleichgewichtsmodelle enthält Tab. 3.1.

$$C_{(s)} + CO_2 \longleftrightarrow 2CO \quad K_{Boud} = \frac{p_{CO}^2}{p_{CO_2}} = p \cdot \frac{y_{CO}^2}{y_{CO_2}} \quad (Gl. 3.1)$$

$$C_{(s)} + H_2O \longleftrightarrow CO + H_2 \quad K_{hete\ WG} = \frac{p_{CO} \cdot p_{H_2}}{p_{H_2O}} = p \cdot \frac{y_{CO} \cdot y_{H_2}}{y_{H_2O}} \quad (Gl. 3.2)$$

$$CO + H_2O \longleftrightarrow CO_2 + H_2 \quad K_{homo\ WG} = \frac{p_{CO} \cdot p_{H_2O}}{p_{CO_2} \cdot p_{H_2}} = \frac{y_{CO} \cdot y_{H_2O}}{y_{CO_2} \cdot y_{H_2}} \quad (Gl. 3.3)$$

$$C_{(s)} + 2H_2 \longleftrightarrow CH_4 \quad K_{hete\ MB} = \frac{p_{CH_4}}{p_{H_2}^2} = \frac{1}{p} \cdot \frac{y_{CH_4}}{y_{H_2}^2} \quad (Gl. 3.4)$$

$$CO + 3H_2 \longleftrightarrow CH_4 + H_2O \quad K_{homo\ MB} = \frac{p_{CH_4} \cdot p_{H_2O}}{p_{CO} \cdot p_{H_2}^3} = \frac{1}{p^2} \cdot \frac{y_{CH_4} \cdot y_{H_2O}}{y_{CO} \cdot y_{H_2}^3} \quad (Gl. 3.5)$$

Tab. 3.1: Literatúrauswahl gleichgewichtsbasierter Biomasse-Vergasermodelle

Quelle	Brennstoff	Vergasungs- mittel	Reaktor	Druck	Dim.	Zeit	Pyrolyse- modell
ALTAFINI et al 2003	Sägemehl	Luft	Gegenstrom	1 bar	0	stat	k.A.
BABU und SHETH 2004	Biomasse	Luft	Gegenstrom	1 bar	0	stat	st
BRAMMER und BRIDGWATER 2002	Holz	Luft	Gegenstrom	1 bar	0	stat	GW
JAYAH et al. 2003	Holz	Luft	Gleichstrom	1 bar	0	stat	GW
LI et al. 2004 ¹	Holz, Rinde	Luft	ZWS	1 bar	0	stat	GW
MATHIEU und DUBUISSON 2002	Biomasse (Holz)	Luft	Festbett	30 bar	0	stat	emp
RUGGIERO und MANFRIDA 1999	Biomasse	Luft, Dampf	Rührkessel (WS)	1 bar	0	stat	GW
SADAKA et al. 2002	Biomasse (Stroh)	Luft, Dampf	SWS	1 bar	1	dyn	emp/GW
SCHUSTER et al. 2001	Biomasse	Dampf	FICFB	1 bar	0	stat	k.A.

dyn – dynamisch, emp – empirisch, GW – Gleichgewicht, stat – stationär, st – stöchiometrisch

¹ mit empirischer Anpassung

Von einer Einstellung der Gleichgewichte kann aber nur bei ausreichend langen Gas-Feststoff-Kontaktzeiten und hohen Reaktortemperaturen (> 1 000 °C) ausgegangen werden. Solche Reaktionsbedingungen liegen im Allgemeinen nur bei im Gleichstrom betriebenen Festbettreaktoren vor, ggf. auch bei Flugstromvergasern mit Betriebstemperaturen über 1 500 °C. Bei Reaktionsbedingungen, wie sie in Wirbelschichtreaktoren vorliegen, muss jedoch davon ausgegangen werden, dass die relativ reaktionsträgen heterogenen Vergasungsreaktionen ihre Gleichgewichtslagen nicht erreichen, was durch diverse Autoren und eigene Arbeiten bestätigt wird. So stellen MÖRSCH et al. (1998) erhebliche Unterschiede zwischen der berechneten und gemessenen Brenngaszusammensetzung bei der Vergasung von Holz in einer Wirbelschicht bei einer Luftzahl von 0,25 fest (Abb. 3.1, Seite 37). Besonders auffällig sind die Konzentrationen von Kohlenmonoxid und Wasserstoff, die im Experiment deutlich geringer ausfallen als mit einem Gleichgewichtsmodell berechnet. Gegensätzlich verhalten sich Wasserdampf, Methan und Kohlendioxid. Auch DE SOUSA (2001) stellt bei Vergasungsversuchen von Holz in einer stationären Wirbelschicht die Diskrepanz zwischen der realen Brenngaszusammensetzung und der Gleichgewichtszusammensetzung fest, kann diese aber nicht vollständig mit dem Vorhandensein

der Produkte einer unvollständigen Vergasung (Methan, niedere Kohlenwasserstoffe und Teer) erklären. ALTAFINI et al. (2003) stellen eine signifikante Divergenz zwischen gemessenen und mit einem Gleichgewichtsmodell berechneten Brenngaszusammensetzungen fest. Inakzeptabel groß ist dieser Unterschied bei den Konzentrationen von Wasserstoff und leichten Kohlenwasserstoffen (Methan, Ethan, Ethen). In diesem Zusammenhang bemerken die Autoren, dass im „moderaten“ Temperaturbereich (um 800 °C) kinetische Modelle zu brauchbareren und genaueren Ergebnissen führen. Um die Abweichungen zwischen den mit einem Gleichgewichtsmodell und den an einer zirkulierenden Wirbelschichtanlage gemessenen Gasqualitäten bei der Vergasung von Holz zu kompensieren, verwenden LI et al. (2004) empirische Umsatzkorrekturfaktoren für den festen (nicht umgesetzten) Kohlenstoff und Methan. Ähnlich verfahren JAYAH et al. (2003), wobei sie für Methan statt der Gleichgewichtskonzentration einen experimentell ermittelten Wert verwenden. Auch SCHUSTER et al. (2001) verwenden eine Gleichgewichtsanpassung.

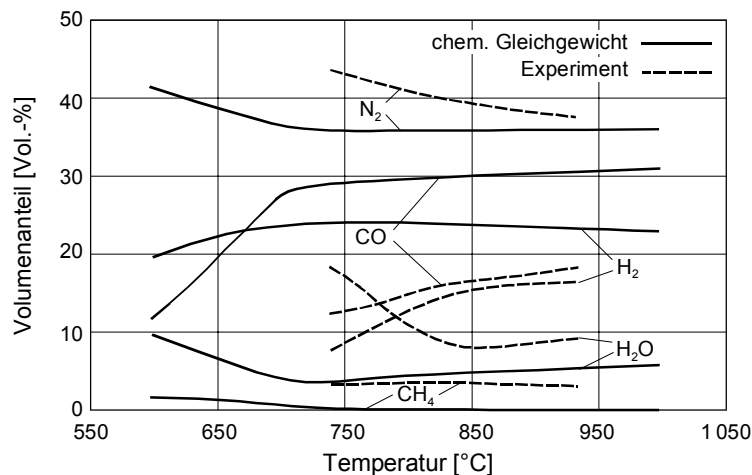


Abb. 3.1: Vergleichende Darstellung der Gleichgewichtszusammensetzung mit experimentell ermittelten Daten für die Holzvergasung mit Luft ($\lambda = 0,25$) in einer Wirbelschicht (MÖRSCH et al. 1998)

Zusammenfassend kann festgestellt werden, dass die Annahme der Einstellung chemischer Gleichgewichte bei der Modellierung von Vergasungsreaktoren ein probates Mittel zur Lösung der stöchiometrischen Unbestimmtheit ist, welches relativ leicht umsetzbar ist und sowohl dynamische als auch mehrdimensionale Berechnungen ermöglicht. Die modellhafte Darstellung der Vergasung von Biomassen in Wirbelschichten, unter Zuhilfenahme chemischer Gleichgewichte, führt jedoch zu inakzeptablen Abweichungen von modellierten zu real gemessenen Gaszusammensetzungen.

3.1.3 Kinetische Modelle

Gegenüber den Black-Box- und Gleichgewichtsmodellen lassen sich mit kinetischen Modellen die in Vergasern ablaufenden physikalischen und chemischen Prozesse wesentlich genauer abbilden. Die Komplexität derartiger Modelle steigt mit der Anzahl der kinetisch modellierten Reaktionen und wird, neben der Anzahl der berücksichtigten Dimensionen und der Berücksichtigung von dynamischen Be-

trachtungen, auch von den verwendeten Partikelmodellen beeinflusst. Diese Partikelmodelle müssen grundsätzlich bei der Modellierung der heterogenen Reaktionen zwischen Gasphase und Brennstoffpartikel herangezogen werden. Bei komplexen Modellen erfordern die verwendeten Partikelmodelle die Berücksichtigung der Partikelgrößenverteilung (inkl. Größenveränderung), des Partikelalters sowie der inneren und äußeren Oberfläche, was zu entsprechend aufwändigen rechentechnischen Modellumsetzungen und langen Rechenzeiten führt.

Die Modellierung der heterogenen, geschwindigkeitslimitierenden Reaktionen ist deshalb so komplex, da sie sich aus einer Reihe physikalisch-chemischer Teilvorgänge und Wechselwirkungen zusammensetzen. Das allgemeine Reaktionsschema kann als Abfolge der Teilprozesse

- Gasdiffusion durch die Grenzschicht,
- Gasdiffusion durch die Poren,
- heterogene chemische Reaktion an der reaktiven Oberfläche

am Brennstoffpartikel betrachtet werden. Die effektiven Reaktionsgeschwindigkeiten werden durch diese drei Teilprozesse beeinflusst, wobei die einzelnen Teilprozesse in Abhängigkeit von der Temperatur diese unterschiedlich stark limitieren. Wie die Abb. 3.2 erkennen lässt, sind die Reaktionsgeschwindigkeiten im Bereich niedriger Temperaturen durch die Trägheit der chemischen Reaktion begrenzt. Mit steigenden Temperaturen knickt der Verlauf der Reaktionsgeschwindigkeitskoeffizienten aufgrund der Limitierung durch die Porendiffusion ab und konvergiert schließlich im Bereich der Grenzschichtdiffusion gegen eine Parallele zur Abszisse.

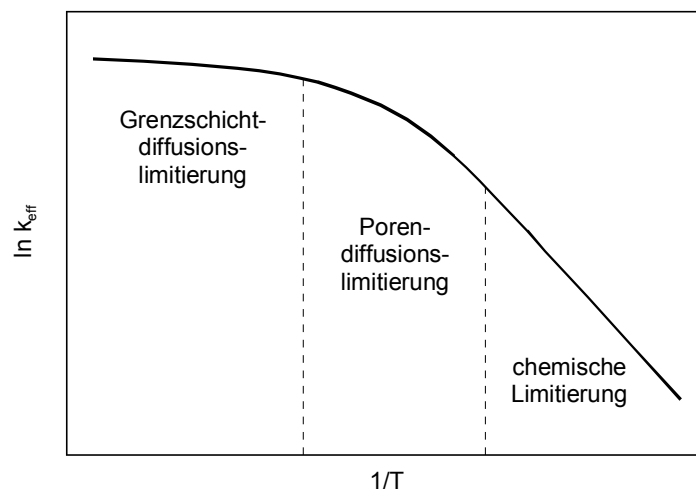


Abb. 3.2: Prinzipielle Darstellung der Temperaturabhängigkeit effektiver Geschwindigkeitskoeffizienten heterogener Reaktionen im Arrhenius-Diagramm (LAURENDEAU 1978)

Die Fachliteratur enthält eine Vielzahl von Modellen zur Beschreibung des Feststoffabbaus durch heterogene Reaktionen und die damit verbundenen Diffusionsvorgänge. Allgemein kann in Anlehnung an LAURENDEAU (1978) und SPECHT (1993) zwischen Abbaumodellen für dichte und poröse Partikel unterschieden werden. Der Umsatz dichter Partikel findet auf der äußeren Oberfläche statt, was ent-

weder ein Schrumpfen des gesamten Partikels (Shrinking-Particle/Core-Modell) oder ein Schrumpfen des reaktiven Partikelkernes bei Zurückbleiben einer porösen, inaktiven Schale (Shrinking-Unreacted-Core-Modell) zur Folge hat. Bei porösen Partikeln findet der Umsatz zum Teil auf der inneren Oberfläche (Porenoberfläche) des Partikels statt. Mikroskopisch können diese Vorgänge mit Einzelporen- und Porenstrukturmodellen beschrieben werden. Makroskopisch wird dies mittels des Porennutzungsgrades in Progressiv-Conversion-Modellen berücksichtigt. Ist der Umsatz auf der inneren Oberfläche größer als auf der äußeren (THIELE-Zahlen < 1) kann als Sonderfall das Shrinking-Density-Modell verwendet werden. In Abb. 3.3 sind die aufgeführten Partikelabbaumodelle schematisch dargestellt.

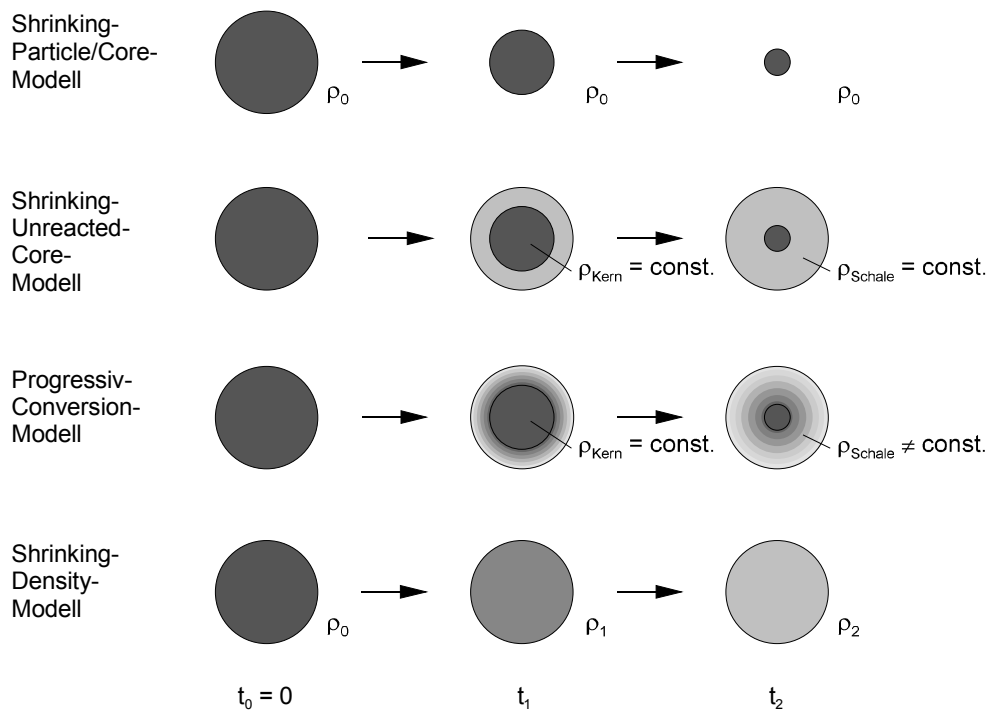


Abb. 3.3: Schematische Darstellung verschiedener Partikel-Abbaumodelle

Um die Komplexität und die Anforderungen an die rechentechnische Umsetzung in einem vertretbaren Rahmen zu halten, ist eine Beschränkung auf die wesentlichen Reaktionen erforderlich. Laut CORELLA et al. (2000 B) genügen beispielsweise die vier wichtigsten Reaktionen zur Modellierung eines 95 %igen Umsatzes, der bei Berücksichtigung allgemeiner Modellungenauigkeiten als ausreichend zu betrachten ist. Entsprechende Beschränkungen der in der Literatur veröffentlichten Modelle sind in der Tab. 3.2 (Seite 40) ersichtlich. Daraus können als wesentliche Reaktionen für eine Modellierung der Holzvergasung mit Luft in Wirbelschichtreaktoren die Oxidationsreaktionen (homogene Oxidationsreaktionen, Koksoxidation), die homogenen Vergasungsreaktionen (insbesondere die homogene Wassergasreaktion und der Teerzerfall) sowie die BOUDOUARD-Reaktion als auch die heterogene Wassergasreaktion angenommen werden.

Neben der Unterscheidung nach dem modellierten Reaktorsystem können alle Vergasermodelle weiterhin hinsichtlich der zeitlichen Ableitung (stationär, dynamisch) und der Anzahl der berücksichtigten Dimensionen diversifiziert werden. Neben den in Tab. 3.2 (Seite 40) aufgeführten Vergasergesamt-

modellen gibt es eine Vielzahl von mehrdimensionalen, instationären Einzelpartikelmodellierungen (z.B. RUMMER 1998, WOLFINGER 2001, BEHRENDT und WILMES 2003).

Tab. 3.2: Literatúrauswahl kinetischer Biomasse-Vergasermodelle mit darin berücksichtigten Reaktionen

Quelle	Reaktor	Vergasungsmittel	Druck [bar]	Dimension	zeitliche Ableitung	Pyrolysemodell	Koksoxidation	BOUDOUARD-Reaktion	hetero. Wassergasreaktion	hetero. Methanbildungsreak.	Wasserstoffoxidation	Kohlenmonoxidoxidation	Methanoxidation	C _n H _m -Oxidation	homo. Wassergasreaktion	homo. Methanbildungsreak.	Methanreformierung	C _n H _m -Reformierung	Teeroxidation	thermischer Teerzerfall	katalytischer Teerzerfall
BILODEAU et al. 1993	SWS	L	1	1	stat	GW	x	x	x		x	x	x		x	x					
CORELLA et al. 2000 B	SWS	D	1	1	stat	emp			x						x	x				x	
CORELLA und SANZ 2005	ZWS	L	1	1	stat	kin	x	x	x		x	x	x	x	x		x		x		x
DE JONG et al. 2003	ZWS	L,D	>1	1	stat	emp	x	x	x	x	x	x	x	x		x		x	x		
DE SOUZA-SANTOS 1989	SWS	L	1	1	stat	kin	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x					x
DI BLASI 2000	FB	L	1	1	dyn	kin	x	x	x	x	x	x			x	x				x	
FIASCHI u. MICHELINI 2001	SWS	L	1	1	stat	st		x	x	x							x				
GROENEVELD 1980	FB	L	1	1	stat	emp	(x)	x	x		(x)	(x)	(x)		GW						
HAMEL 2001	SWS	L	<25	1	stat	emp	x	x	x	x	x	x	x		x	x		x		x	x
JENNEN 2000	ZWS	L	1	1	stat	kin	x	x	x	x	x	x				x		x		x	
KLOSE und JENSEN 2000	FB	D	1	2	stat	k.A.		x	x												
LIU und GIBBS 2003	ZWS	L	1	1	stat	kin	x	x	x	x	x	x	x			x		x	x	x	
PFAB 2001	SS	L	1	1	stat	emp	st	x	x		st	st	st	st							
RAMAN et al. 1981	SWS	L	1	1	stat	emp	x		x	x						x					
SCHNEIDER 2003	FB	L	1	2	stat	kin	x	x	x		x	x	x			x	x			x	
VAN DEN AARSEN 1985	SWS	L	1	1	stat	emp		x	x						GW					x	
WANG u. KINOSHITA 1993	RK	L	<21	0	stat	k.A.		x	x	x								x			

Erläuterungen: x – Reaktion kinetisch modelliert, (x) – Reaktion nicht explizit in der Literaturquelle angegeben, aber wahrscheinlich kinetisch modelliert, GW – Gleichgewicht, SWS – stationäre Wirbelschicht, ZWS – zirkulierende Wirbelschicht, SS – Strahlschicht, RK – Rührkessel, FB – Festbett, L – Luft, D – Dampf, C_nH_m – niedere Kohlenwasserstoffe außer Methan, stat – stationär, dyn – dynamisch, kin – kinetisch, emp – empirisch, st – stöchiometrisch

3.2 Ableitung eines vereinfachten kinetischen Modells

3.2.1 Ziele und Abgrenzung der Modellierung

Zielstellung der Modellableitung ist die Schaffung eines vereinfachten kinetischen Modells zur eindimensionalen, stationären Berechnung der Brenngasmenge und -qualität sowie des Vergasungswir-

kungsgrades der autothermen Vergasung von Holzhackschnitzeln in stationären, atmosphärischen Wirbelschichtvergäsern kleiner Leistung (max. 1 000 kW_{BRL}) unter Verwendung von Luft als Vergasungsmittel. Eingangsgrößen für die Berechnung sind neben den geometrischen Daten des Reaktionsraumes der Brennstoffmassenstrom, die Brennstoffdaten (insbesondere der Brennstoffwassergehalt), die Partikelgrößenverteilung des Wirbelbettmaterials sowie der Vergasungsmittelvolumenstrom (Luftvolumenstrom) und dessen Temperatur. Mit diesem Modell soll es möglich sein, die wesentlichen bei der Vergasung ablaufenden Prozesse und Reaktionen beschreiben zu können. Das Modell soll von anderen in der Literatur vorgestellten Modellen durch sinnvolle Vereinfachungen, insbesondere der Strömungsmechanik der Brennstoffpartikel und der heterogenen Reaktionen, abgegrenzt werden, was zur Reduzierung des Rechenaufwandes führt und zur Lösung nur handelsübliche Rechner und minimale Rechenzeiten erfordert. Die Abgrenzung zu Gleichgewichtsmodellen erfolgt durch die kinetische Modellierung wesentlicher Reaktionen; die zu komplexen, teilweise mehrdimensionalen, kinetischen Modellen erfolgt durch die Vereinfachung der Brennstoffpartikelmodellierung. Durch die Minimierung der Rechenzeit eröffnet sich die Möglichkeit, das Modell in eine modellbasierte Kennfeldsteuerung von Wirbelschichtvergasanlagen einzubinden.

Brennstoffseitige Abgrenzung des Modells

Feste Biomasse muss in der Regel vor der Verwertung einer Aufbereitung unterzogen werden, die das Ziel hat, die Brennstoffeigenschaften, wie Partikelgröße und Wassergehalt, auf die Anforderungen der Vergasungsanlage abzustimmen. Vor dem Hintergrund minimaler Aufwendungen in der gesamten Prozesskette ist es anzustreben, diese Brennstoffaufbereitung auf das Nötigste zu beschränken, wobei ein einfaches und mechanisierbares Brennstoffhandling und ein automatisierbarer Brennstoffeintrag in den Vergasungsreaktor gewährleistet werden muss. Für Waldrest- und Altholz bietet sich hier die Aufbereitung zu Hackschnitzeln an, womit auch aus stark inhomogenen Holzchargen ein gut handhabbarer und förderfähiger Brennstoff mit akzeptabler Energiedichte gewonnen werden kann. Gängige Hackschnitzel weisen mittlere Teilchengrößen (Siebgrößen) von 3 bis 60 mm auf (ÖNORM M 7133) und eignen sich damit für den Einsatz in Vergasungsanlagen mit stationärer Wirbelschicht. Die nachfolgend dargestellte Modellierung der Vergasung von Holz in stationären Wirbelschichten beschränkt sich daher auf naturbelassenes Holz in Form von Hackschnitzeln mit Kantenlängen bis 60 mm und mittleren Partikeldurchmessern von über 5 mm.

Als wesentliche brennstoffseitige Einflussgröße ist der Brennstoffwassergehalt anzusehen, der sich in doppelter Hinsicht auf das Vergasungsverhalten auswirkt. Einerseits beeinflusst der Brennstoffwassergehalt den Brennstoffheizwert und damit die Gesamtenergiebilanz des Vergasersystems, was im Allgemeinen eine Limitierung dieser Größe zur Gewährleistung eines stabilen und effizienten Vergaserbetriebes nach sich zieht. Zum anderen ist der Brennstoffwassergehalt bei der Holzvergasung mit Luft der wesentliche Lieferant für Wasserdampf, der wiederum essenziell für die erwünschten Vergasungs- und Reformierungsreaktionen ist (heterogene Wassergasreaktion, Teerabbau). Variationen in der Zusammensetzung der brennbaren Substanz (Kohlenstoff-, Sauerstoff-, Wasserstoffgehalt) sind für das im Mittelpunkt der Modellierung stehende naturbelassene Holz sehr gering. Dahingehend ist es ge-

rechtfertigt, für die brennbare Substanz eine fest vorgegebene elementare Zusammensetzung anzunehmen, die sich aus einer Vielzahl von Laborwerten zu $C_6H_9O_4$ ergibt (Abb. 3.4, genaue Mittelwerte: 6:8,94:3,99). Stickstoff und Schwefel werden hierbei aufgrund ihrer äußerst geringen Anteile im naturbelassenen Holz vernachlässigt.

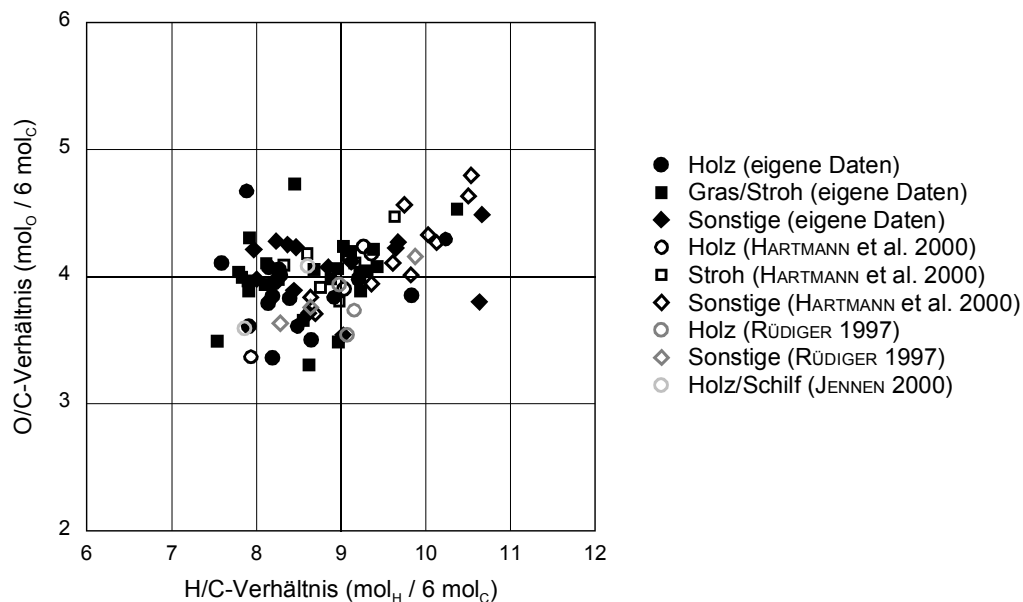


Abb. 3.4: Sauerstoff-Kohlenstoff- und Wasserstoff-Kohlenstoff-Verhältnis verschiedener Biomassen (normiert auf 6 mol Kohlenstoff)

Auch der, insbesondere bei Althölzern, zu verzeichnende Einfluss der Brennstoffasche, bedingt durch katalytisch wirksame „Verunreinigungen“ (VON SCALA 1998), kann bei der Modellierung von aschearmen, naturbelassenen Hölzern vernachlässigt werden. Die Brennstoffasche kann dahingehend als inerter Stoff betrachtet werden, der nur in der Wärmebilanz als Speichermasse zu berücksichtigen ist, sofern deren geringer Anteil den Aufwand einer Berücksichtigung überhaupt rechtfertigt.

3.2.2 Grobbeschreibung des Modells und Modellannahmen

Die Hauptreaktionszone stationärer Wirbelschichtvergaser ist der Wirbelschichtbereich, der gemäß der Zwei-Phasen-Theorie in die feststoffhaltige Suspensionsphase und die feststofffreie Blasenphase unterteilt wird (Abb. 3.5, Seite 43), wobei die strömungsmechanische Berechnung auf Basis des Inertbettmaterials nach HILLIGARDT (1986) erfolgt. Brennstoffpartikel werden in die Suspensionsphase eingetragen, aufgewärmt, getrocknet, entgast und über Vergasungs- und Teiloxidationsreaktionen soweit umgesetzt, dass sie vom Gasstrom mitgerissen werden und die Wirbelschicht verlassen. Aufgrund der im vorangegangenen Abschnitt erläuterten Beschränkung der Modellierung auf relativ große Brennstoffpartikel (mittlerer Partikeldurchmesser ≥ 5 mm) kann von einer Brennstoffverweilzeit im Wirbelbett von mehreren Minuten ausgegangen werden, so dass die Modellannahme einer gleichmäßigen Verteilung der Brennstoffpartikel über das gesamte Volumen der Suspensionsphase gerechtfertigt ist.

Daraus schlussfolgernd wird die Trocknung und Pyrolyse des Brennstoffes ortsunabhängig modelliert, was in allen Volumenelementen der Suspensionsphase zu gleichen Wasserdampf- und Pyrolyseproduktfreisetzungsraten führt. Die Zusammensetzung der Pyrolyseprodukte wird auf Grundlage empirischer Untersuchungen modelliert, wobei neben Koks und Permanentgasen zwei unterschiedlich reaktive Teerlassen berücksichtigt werden. Für die Weiterreaktion der Pyrolyseprodukte und des Restkokes in der Suspensionsphase werden die in Tab. 3.3 (Seite 44) zusammengefassten Reaktionen kinetisch modelliert. Durch Diffusionsvorgänge gelangen gasförmige Pyrolyse- und Reaktionsprodukte in die feststofffreie Blasenphase, wo sie ebenfalls, entsprechend den in Tab. 3.3 aufgeführten homogenen Reaktionen, reagieren.

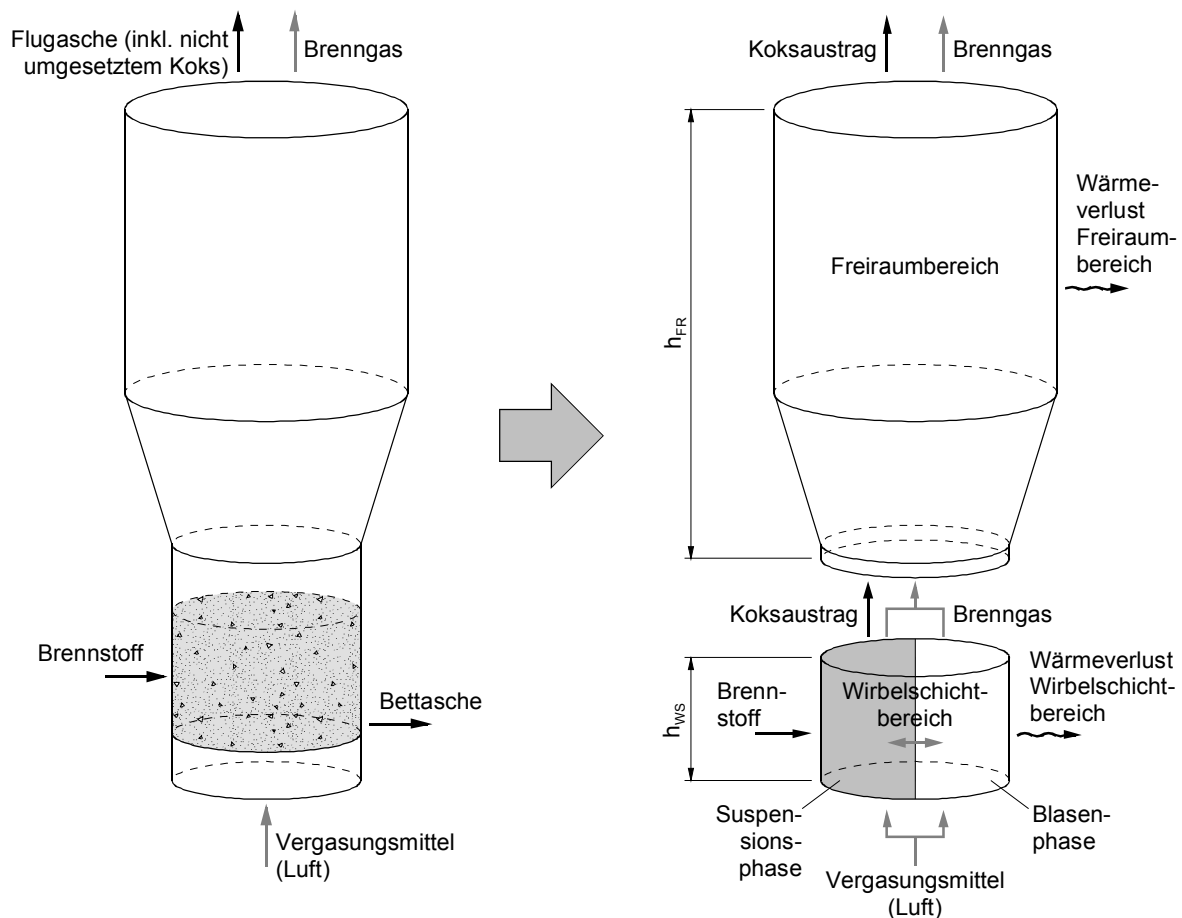


Abb. 3.5: Abstraktion der Wirbelschichtvergasung auf ein Modell mit Einteilung in strömungsmechanische Hauptbereiche und berücksichtigte Stoffströme

Im inertmaterialfreien Freiraumbereich vereinigen sich Blasen- und Suspensionsgasstrom und reißen kleine Restkokspartikel, deren Sinkgeschwindigkeit unterhalb der Gasgeschwindigkeit liegt, mit. Dieser Bereich wird als rückvermischungsfreie Rohrströmung modelliert, wobei hier heterogene und homogene Vergasungsreaktionen ablaufen. Durch den endothermen Charakter der meisten Vergasungsreaktionen kommt es hier, verstärkt durch den Wärmeverlust, zu einem merklichen Temperaturabfall, was sinkende Reaktionsraten nach sich zieht, so dass im Freiraum verhältnismäßig geringe Reaktionsumsätze verzeichnet werden. Im Falle der Modellierung einer Sekundärluftzugabe in den Freiraum müssen auch die Oxidationsreaktionen berücksichtigt werden. Nicht umgesetzter Restkoks

verlässt zusammen mit dem Brenngas den Freiraumbereich, wobei ab diesem Punkt die Reaktionen als beendet betrachtet werden, so dass es in den folgenden Anlagenteilen zu keinen chemischen Veränderungen der Brenngaszusammensetzung kommt.

Tab. 3.3: Im Modell kinetisch modellierte Reaktionen

Reaktion	Reaktionsgleichung	Suspensions- phase	Blasenphase	Freiraum- bereich
Trocknung	$\text{CH}_h\text{O}_o \cdot a\text{H}_2\text{O} \longrightarrow \text{CH}_h\text{O}_o + a\text{H}_2\text{O}$	st		
Pyrolyse	$\text{CH}_h\text{O}_o \longrightarrow \text{Koks} + \text{Teer} + \text{Gas}$	emp		
Koksoxidation	$\text{CH}_h\text{O}_o + \left(\frac{1}{\phi} + \frac{h}{4} - \frac{o}{2}\right) \text{O}_2 \longrightarrow \left(2 - \frac{2}{\phi}\right) \text{CO} + \left(\frac{2}{\phi} - 1\right) \text{CO}_2 + \frac{h}{2} \text{H}_2\text{O}$	x		
BOUDOUARD-Reaktion	$\text{CH}_h\text{O}_o + \text{CO}_2 \longrightarrow 2 \text{CO} + o \text{H}_2\text{O} + \left(\frac{h}{2} - o\right) \text{H}_2$	x		x
heterogene Wassergasreaktion	$\text{CH}_h\text{O}_o + (1 - o) \text{H}_2\text{O} \longrightarrow \text{CO} + \left(1 + \frac{h}{2} - o\right) \text{H}_2$	x		x
heterogene Methanbildung	$\text{CH}_h\text{O}_o + \left(2 + o - \frac{h}{2}\right) \text{H}_2 \longrightarrow \text{CH}_4 + o \text{H}_2\text{O}$	x		x
Kohlenmonoxid-Oxidation	$\text{CO} + \frac{1}{2} \text{O}_2 \longrightarrow \text{CO}_2$	x	x	
Wasserstoff-Oxidation	$\text{H}_2 + \frac{1}{2} \text{O}_2 \longrightarrow \text{H}_2\text{O}$	x	x	
Methan-Teiloxidation	$\text{CH}_4 + \frac{3}{2} \text{O}_2 \longrightarrow \text{CO} + 2 \text{H}_2\text{O}$	x	x	
Teer-Teiloxidation	$\text{CH}_h\text{O}_o + \frac{1}{2} \text{O}_2 \longrightarrow \text{CO} + o \text{H}_2\text{O} + \left(\frac{h}{2} - o\right) \text{H}_2$	x	x	
thermische Teerzersetzung	$\text{CH}_h\text{O}_o \longrightarrow \frac{2}{3} \text{CO} + \frac{1}{3} \text{CH}_4 + \left(o - \frac{2}{3}\right) \text{H}_2\text{O} + \left(\frac{h}{2} - o\right) \text{H}_2$	x	x	x
homogene Wassergasreaktion	$\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \longleftrightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$	x	x	x
Methan-Reformierung	$\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} \longrightarrow \text{CO} + 3 \text{H}_2$	x		

Erläuterung: x – kinetisch modelliert, emp – empirisch modelliert, st – stöchiometrisch modelliert

Bei der rechentechnischen Umsetzung des Modells werden Brennstoff, Koks und Teer über Massenströme; Permanentgase und Wasserdampf über Stoffmengenströme (mol/s) erfasst. Der Bezugspunkt der energetischen Betrachtung ist 25 °C und 1 013 mbar, an dem die fühlbare Wärme aller Komponenten null ist und sich kondensierbare Komponenten (Wasser, Teere) in der flüssigen Phase befinden. Daraus resultiert die Berücksichtigung deren Verdampfungs-/Kondensationsenthalpie und die Verwendung des oberen Heizwertes (Brennwertes) statt dem üblicherweise genutzten unteren Heiz-

wert. Für die dabei erforderliche Bestimmung der spezifischen Enthalpien werden Näherungsgleichungen verwendet, die im Anhang A.8 aufgeführt sind.

Zur Lösung der Stoffbilanzen wird der Reaktionsraum in Anlehnung an GÖRNER (1991) in horizontale Schichten unterteilt, für die im Freiraumbereich auch die Energiebilanzen gelöst werden. Aufgrund der wärmeausgleichenden Wirkung des Inertbettmaterials wird für den Wirbelbettbereich eine Gesamtwärmebilanz gelöst, was zu einer ortsunabhängigen Wirbelschichttemperatur (isotherme Wirbelschicht) führt. Durch die Unterteilung in Schichten können das vertikale Profil der Temperatur (nur im Freiraum) und der Gaskonzentrationen sowie die Umsätze der modellierten Reaktionen ermittelt werden. Aufgrund des relativ geringen Mineralstoffgehaltes der vorrangig modellierten naturbelassenen Resthölzer erfolgt keine gesonderte Berücksichtigung der Asche. Im Modell verlässt diese in Form von Flugasche den Reaktionsraum zusammen mit dem nicht umgesetzten Koks.

Die Modellannahmen können wie folgt zusammengefasst werden:

- eindimensionales kinetisches Modell für stationäre Betriebspunkte,
- Einteilung des Reaktors in Wirbelschicht- und Freiraumbereich,
- Einteilung des Wirbelschichtbereiches in Suspensions- und Blasenphase,
- Modellierung des Reaktionsverhaltens im Wirbelschichtbereich als ideales Strömungsröhr für Gase und als idealer Rührkessel für Feststoffe mit konstanter Temperatur beider Phasen (isotherme Wirbelschicht),
- Modellierung des Freiraumbereiches als ideales Strömungsröhr (für Gase und Feststoffe),
- die Wirbelschicht besteht zum größten Teil aus inertem Bettmaterial (Sand), in dem die Brennstoffpartikel gleichmäßig über das gesamte Bettvolumen verteilt sind und sich mit dem Bettmaterial mitbewegen,
- die Strömungsmechanik der Wirbelschicht wird nur vom Inertbettmaterial bestimmt,
- relativ große Brennstoffpartikel (Holzhackschnitzel mit Kantenlängen von 5 bis 60 mm), woraus entsprechend lange Verweilzeiten im Wirbelschichtbereich resultieren,
- Abstraktion der Brennstoffpartikelgrößenverteilung und -form auf monodisperse Kugeln,
- Beschränkung der elementaren Brennstoffzusammensetzung auf die Summenformel $C_6H_9O_4$, Vernachlässigung des Brennstoffstickstoffs und -schwefels,
- ausschließliche Berücksichtigung der Komponenten Koks, Teer, CO , CO_2 , CH_4 , H_2 , H_2O , O_2 und N_2 ,
- Koks wird nicht als reiner Kohlenstoff, sondern mit Sauerstoff- und Wasserstoffrestgehalt modelliert (CH_nO_o),
- Teere werden ohne chemische Spezifikation als CH_nO_o modelliert, wobei zwischen einer reaktiven (Teer 1) und einer reaktionsträgen Teerklasse (Teer 2) unterschieden wird,

- Freisetzung des Brennstoffwassers und der gasförmigen Pyrolyseprodukte erfolgt gleichmäßig über das gesamte Bettvolumen, nicht im Freiraum,
- Bestimmung der Pyrolyseprodukte auf Basis empirischer Daten,
- Restkoksverbrennung bzw. -vergasung setzt erst nach vollständiger Pyrolyse ein,
- alleinige Berücksichtigung der in Tab. 3.3 (Seite 44) aufgeführten Reaktionen,
- vollständiger Sauerstoffumsatz in der Wirbelschicht,
- Abbruch aller chemischen Reaktionen im Brenngas beim Verlassen des Reaktors,
- Vernachlässigung der Brennstoffasche,
- Vernachlässigung von Dissoziationerscheinungen,
- Vernachlässigung von Abrasion, Agglomeration und Fragmentation von Brennstoff und Inertbettmaterial,
- ideales Gasverhalten für alle in der Gasphase befindlichen Komponenten (Permanentgase, Wasserdampf, Teere),
- Gültigkeit des Modells für Anlagenleistungen von 10 bis 1 000 kW_{BRL}, Wirbelschichttemperaturen von 750 bis 1 000 °C und Luftzahlen von 0,20 bis 0,60.

3.2.3 Bilanzgleichungen

In Anlehnung an GÖRNER (1991) wird das Reaktorvolumen entlang der Hauptströmungsrichtung in Bilanzräume (Zellen) unterteilt. Für den Freiraumbereich werden diese Bilanzräume hinsichtlich der Massen-/Stoff- und Energiebilanz isoliert betrachtet. Aufgrund der Rührkessel Eigenschaften des Wirbelbettbereiches werden hier nur die Massen-/Stoffbilanzen der Permanentgase, des Wasserdampfes und des Teeres für jeden Bilanzraum isoliert betrachtet. Die Energiebilanz und die Massenbilanz des Kokses wird für den gesamten Wirbelschichtbereich integral betrachtet.

Bilanzgleichungen für den Wirbelschichtbereich

In der Abb. 3.6 (Seite 47) sind die Stoff- und Energieflüsse sowie die Quellen des symbolhaft in drei Bilanzräume unterteilten Wirbelschichtbereiches dargestellt (bei der rechentechnischen Modellumsetzung werden wesentlich mehr Bilanzräume verwendet). Jeder Bilanzraum beinhaltet einen feststoffhaltigen (Suspensionsphase) und feststofffreien Bereich (Blasenphase). Der Gasvolumenstrom wird vor dem untersten Bilanzraum auf beide Phasen aufgeteilt und nach dem obersten Bilanzraum wieder ideal vermischt. Der Brennstoffeintrag wird nicht einem speziellen Bilanzraum zugeordnet, sondern entsprechend den Modellvorstellungen der idealen Bettdurchmischung und langen Feststoffverweilzeit auf das gesamte Bettvolumen (Suspensionsphase) gleichmäßig aufgeteilt. Es ergeben sich somit uniforme Trocknungs- und Pyrolysequellterme sowie Koksmassenkonzentrationen.

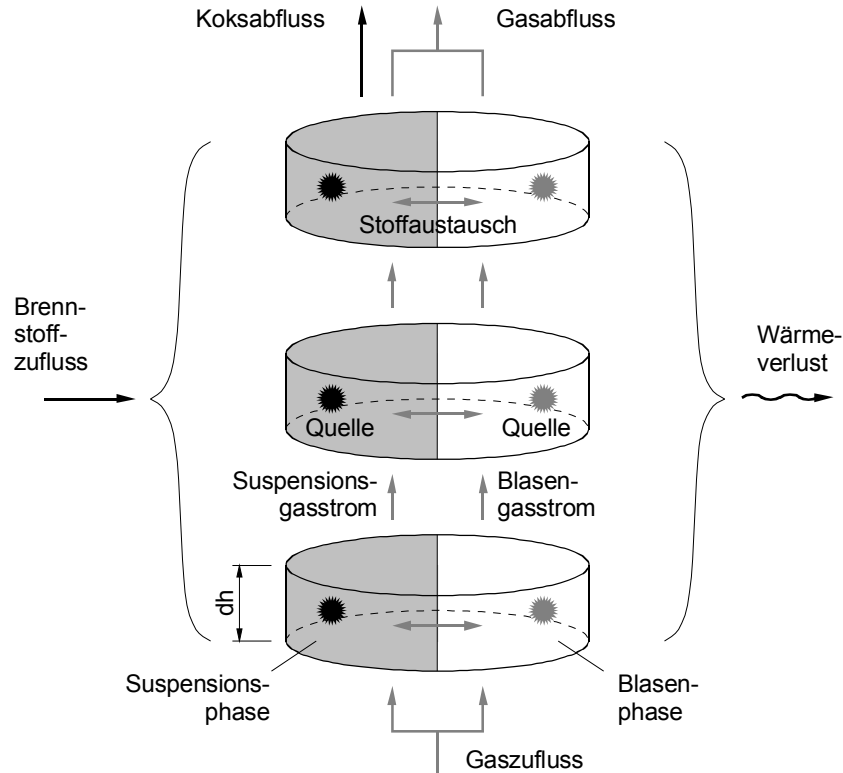


Abb. 3.6: Stoff- und Energieflüsse sowie Quellterme im symbolhaft mit drei Bilanzräumen dargestellten Wirbelschichtbereich

Für alle Permanentgase und den Wasserdampf (Variable i) wird in jedem Bilanzraum für beide Phasen des Wirbelschichtbereiches (Ph = Suspensions- und Blasenphase) die Stoffmengenbilanz

$$\frac{dn_{i,Ph}}{dt} = 0 = \dot{n}_{i,Ph,zu} - \dot{n}_{i,Ph,ab} + \dot{n}_{i,Diff} + \sum_{j=1}^n \dot{r}_{i,j,Ph} \quad (\text{Gl. 3.6})$$

unter Vernachlässigung der zeitlichen Änderung verwendet, wobei sich die Quellterme entsprechend den Reaktionen (Index j) aus Tab. 3.3 (Seite 44) bzw. dem Trocknungs- und Pyrolysemodell (siehe Abschnitt 3.2.5) ergeben. In ähnlicher Weise wird bei der Massenbilanzierung des Teeres im Wirbelschichtbereich vorgegangen.

$$\frac{dm_{Teer\ i,Ph}}{dt} = 0 = \dot{m}_{Teer\ i,Ph,zu} - \dot{m}_{Teer\ i,Ph,ab} + \dot{m}_{Teer\ i,Diff} + \sum_{j=1}^n \dot{r}_{Teer\ i,j,Ph} \quad (\text{Gl. 3.7})$$

$$\frac{dm_{Koks}}{dt} = 0 = -\dot{m}_{Koks,WS,ab} + \sum_{i=1}^{n_{WS}} \dot{r}_{Koks,d,j,i} \quad (\text{Gl. 3.8})$$

Für den Koks erfolgt eine integrale Massenbilanzierung über das gesamte Bettvolumen (Suspensionsphasenvolumen) mit der Aufsummierung der Quell- und Reaktionsterme aus allen Bilanzräumen des Wirbelschichtbereichs, die sich aus der Pyrolyse und den Reaktionsumsätzen der heterogenen Reaktionen (Koksoxidation, BOUDOUARD-Reaktion, heterogene Wassergas- und Methanbildungsreaktion) ergeben.

Die Energiebilanz wird integral über den gesamten Wirbelschichtbereich mit

$$\frac{dH}{dt} = 0 = \dot{H}_{WS,zu} - \dot{H}_{WS,ab} - \dot{Q}_{V,WS} \quad (\text{Gl. 3.9}),$$

unter Vernachlässigung der zeitlichen Änderung, gelöst. Dem Wirbelschichtbereich wird Energie über den Brennstoff und das Vergasungsmittel zugeführt

$$\dot{H}_{WS,zu} = \dot{m}_{BR,roh} \cdot (h_{BR,roh}(T_{BR}) + H_{O,BR,roh}) + \sum_i \dot{n}_{i,VM} \cdot (h_i(T_{VM}) + H_{O,i}) \quad (\text{Gl. 3.10})$$

mit $i = N_2, O_2$,

wobei sowohl die fühlbare Wärme des Brennstoffes als auch die chemische Energie des Vergasungsmittels (Luft) vernachlässigbar sind. Die Energieabfuhr erfolgt über die den Wirbelschichtbereich verlassenden Stoffströme

$$\dot{H}_{WS,ab} = \sum_j \dot{m}_{j,WS,ab} \cdot (h_j(T_{WS}) + H_{O,j}) + \sum_i \dot{n}_{i,WS,ab} \cdot (h_i(T_{WS}) + H_{O,i}) \quad (\text{Gl. 3.11})$$

mit $i = N_2, CO, CO_2, CH_4, H_2, H_2O$, $j = \text{Koks, Teer 1, Teer 2}$

und konvektive Wärmeverluste über alle den Wirbelschichtbereich umschließenden Reaktorwände

$$\dot{Q}_{V,WS} = \sum_j (k_j \cdot A_j \cdot \Delta \vartheta_{m,j}) \quad (\text{Gl. 3.12}),$$

wobei ggf. auch die Wärmeverluste der Vergasungsmittelzuführung und -verteilung zu berücksichtigen sind. Aufgrund der im Allgemeinen guten Wärmedämmung der Reaktorwände werden die Wärmeverlustströme im Wesentlichen durch die Transportwiderstände der Wärmedämmmaterialien limitiert, was eine stark vereinfachte Bestimmung der inneren und äußeren Wärmeübergangskoeffizienten rechtfertigt ($\alpha_a = 12,5 \text{ W/m}^2\text{K}$, $\alpha_{i,WS} = 300 \text{ W/m}^2\text{K}$, $\alpha_{i,FR} = 25 \text{ W/m}^2\text{K}$).

Bezugspunkt für die Energiebilanz ist 25°C und $1\,013 \text{ mbar}$, wobei sich alle kondensierbaren Komponenten (Wasser, Teere) in der flüssigen Phase befinden. Die fühlbare Wärme aller Komponenten am Bezugspunkt wird mit null definiert. Bei der rechentechnischen Umsetzung werden für die spezifischen Enthalpien die im Anhang A.8 aufgeführten Näherungsgleichungen verwendet. Entsprechend der Nullpunktdefinition werden die oberen Heizwerte berücksichtigt. Für die Bestimmung der oberen Heizwerte von Brennstoff, Koks und Teer wird die Näherungsgleichung von BOIE (1957)

$$H_O = 34\,800 x_C + 115\,750 x_H - 10\,800 x_O + 10\,400 x_S + 6\,280 x_N \quad (\text{Gl. 3.13})$$

verwendet, wobei die Schwefel- und Stickstoffgehalte unberücksichtigt bleiben. Für die Permanentgase ergeben sich die Brennwerte aus den Bildungsenthalpien (siehe Anhang A.8).

Bilanzgleichungen für den Freiraumbereich

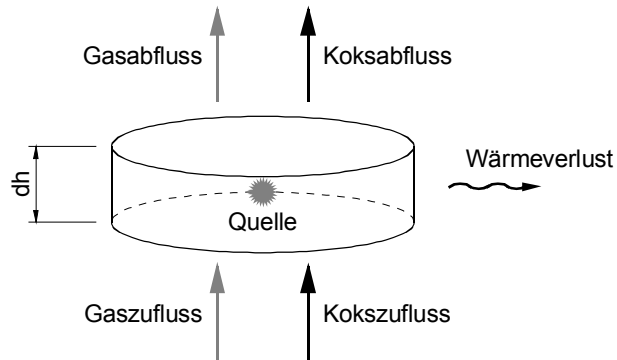


Abb. 3.7: Stoff- und Energieflüsse sowie Quellterm in einem Bilanzraum des Freiraumbereiches

Die Massen-/Stoff- und Energiebilanzen werden für jeden Bilanzraum des Freiraumbereiches separat gelöst (Abb. 3.7). Die Stoffmengenbilanzierung der Permanentgase und des Wasserdampfes erfolgt nach

$$\frac{dn_i}{dt} = 0 = \dot{n}_{i,zu} - \dot{n}_{i,ab} + \sum_{j=1}^n \dot{r}_{i,j} \quad (\text{Gl. 3.14}).$$

Für Teere und Koks werden die Massenbilanzen

$$\frac{dm_{\text{Teer } i}}{dt} = 0 = \dot{m}_{\text{Teer } i, zu} - \dot{m}_{\text{Teer } i, ab} + \sum_{j=1}^n \dot{r}_{\text{Teer } i, j} \quad (\text{Gl. 3.15}),$$

$$\frac{dm_{\text{Koks}}}{dt} = 0 = \dot{m}_{\text{Koks}, zu} - \dot{m}_{\text{Koks}, ab} + \sum_{i=1}^n \dot{r}_{\text{Koks}, i} \quad (\text{Gl. 3.16})$$

verwendet. In allen Bilanzgleichungen werden die zeitlichen Änderungen vernachlässigt und die in Tab. 3.3 (Seite 44) aufgeführten chemischen Reaktionen (Index j) berücksichtigt. Die Energiebilanz für einen einzelnen Bilanzraum des Freiraumbereiches lautet

$$\frac{dH}{dt} = 0 = \dot{H}_{zu} - \dot{H}_{ab} - \dot{Q}_V \quad (\text{Gl. 3.17}),$$

wobei die zeitliche Änderung vernachlässigt wird. Die Energiezu- und -abfuhr erfolgt über die ein- und austretenden Stoff- und Massenströme

$$\dot{H}_{zu} = \sum_j \dot{m}_{j, zu} \cdot (h_j(T) + H_{O,j}) + \sum_i \dot{n}_{i, zu} \cdot (h_i(T) + H_{O,i}) \quad (\text{Gl. 3.18}),$$

$$\dot{H}_{ab} = \sum_j \dot{m}_{j, ab} \cdot (h_j(T) + H_{O,j}) + \sum_i \dot{n}_{i, ab} \cdot (h_i(T) + H_{O,i}) \quad (\text{Gl. 3.19}),$$

mit $i = \text{N}_2, \text{CO}, \text{CO}_2, \text{CH}_4, \text{H}_2, \text{H}_2\text{O}$, $j = \text{Koks}, \text{Teer } 1, \text{Teer } 2$.

Der konvektive Wärmeverlust über die Reaktorwand ergibt sich aus

$$\dot{Q}_V = k_{\text{Bez}} \cdot A_{\text{Bez}} \cdot (T - T_U) \quad (\text{Gl. 3.20})$$

mit $A_{\text{Bez}} = \pi \cdot D_{\text{Bez}} \cdot dh$ (Gl. 3.21)

und $\frac{1}{k_{\text{Bez}}} = \frac{1}{\alpha_i} \cdot \frac{D_{\text{Bez}}}{D_i} + \sum_j \left(\frac{D_{\text{Bez}}}{2 \cdot \lambda_j} \cdot \ln \frac{D_{j,a}}{D_{j,i}} \right) + \frac{1}{\alpha_a} \cdot \frac{D_{\text{Bez}}}{D_a}$ (Gl. 3.22).

Für die Umsetzung der Energiebilanz gelten die schon im vorangegangenen Abschnitt gemachten Aussagen.

3.2.4 Modellierung der Strömungsmechanik

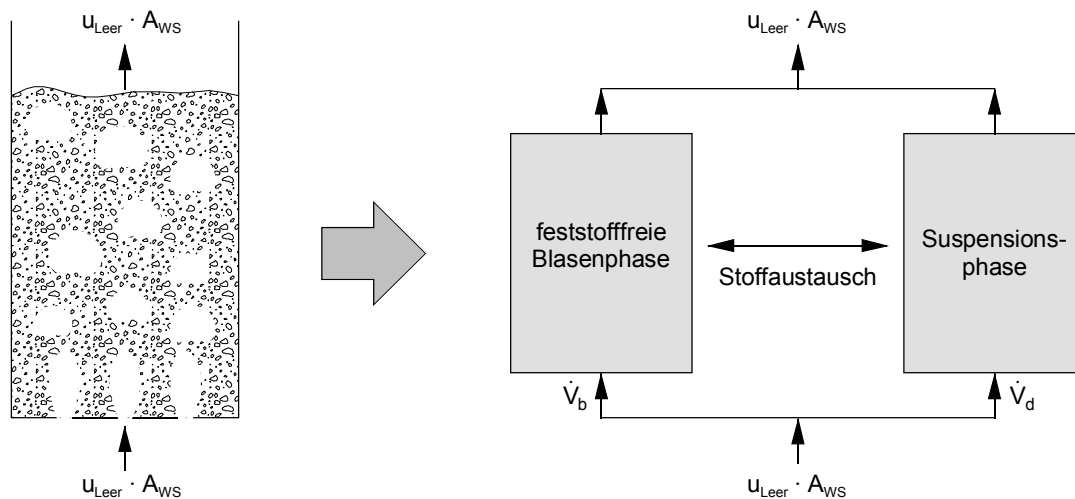


Abb. 3.8: Abstraktion der Strömungsmechanik blasenbildender (stationärer) Wirbelschichten mittels der Zweiphasentheorie (HOFBAUER 1992)

Charakteristisch für Wirbelschichten aus grobkörnigen Partikeln ist das Auftreten von Gasblasen. Oberhalb der Lockerungsgeschwindigkeit durchströmt nur ein bestimmter Teil des Fluidisierungsgases die vom Bettmaterial gebildete dichte Phase (Suspensionsphase), während der andere Teil in Form von fast feststofffreien Gasblasen, die sich am Gasverteiler bilden und beim Aufsteigen teilweise koalieren, die Wirbelschicht passiert (Abb. 3.8). Die in diesem Bereich getrennt betrachteten Suspensions- und Blasengasströme vereinigen sich über der Wirbelschicht und bilden den Freiraumgasstrom. Die Gasblasen verursachen im Wesentlichen die positiven Eigenschaften der Wirbelschichten, wie die gute Feststoffdurchmischung, die gleichmäßige Temperaturverteilung und den guten Stoff- und Wärmeübergang. Zwischen den Gasblasen (Blasenphase) und der dichten Phase (Suspensionsphase) kommt es zu einem intensiven Stoffaustausch, der in erster Linie von der Blasenauftiegeschwindigkeit beeinflusst wird, die wiederum von der Partikelgröße des Bettmaterials abhängig ist. Zur Abgrenzung wird die von DAVIDSON (1961) abgeleitete Blasenkenzahl (oder auch Strömungskenn-

zahl) α benutzt, die als Verhältnis der Blasenauftiegschwindigkeit u_b zur tatsächlichen Gasgeschwindigkeit innerhalb der Suspensionsphase u_d definiert ist.

$$\alpha = \frac{u_b}{u_d} \varepsilon_d \quad (\text{Gl. 3.23})$$

Im Fall $\alpha < 1$ ist die Blasenauftiegschwindigkeit kleiner als die Gasgeschwindigkeit in der Suspensionsphase („langsame Blasen“), so dass es zu einer Durchströmung der Blasen mit Suspensionsgas von unten nach oben kommt. Ist die Blasenauftiegschwindigkeit größer als die Suspensionsgasgeschwindigkeit („schnelle Blasen“, $\alpha > 1$) bildet sich um die Blase ein geschlossenes Rückstromgebiet aus, womit der direkte Austausch von Blasen- und Suspensionsgas unterbunden wird (Abb. 3.9).

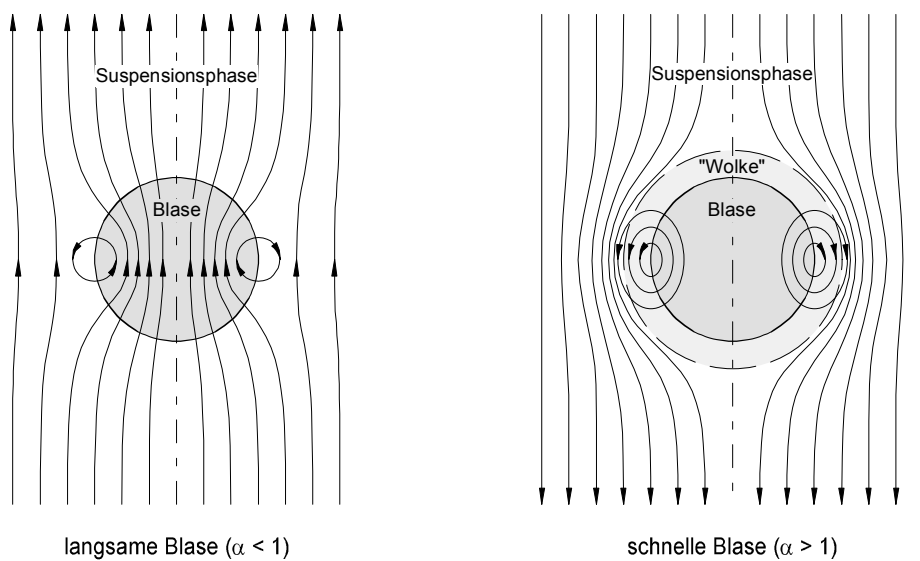


Abb. 3.9: Schematische Darstellung der Blasendurchströmung (DAVIDSON 1961)

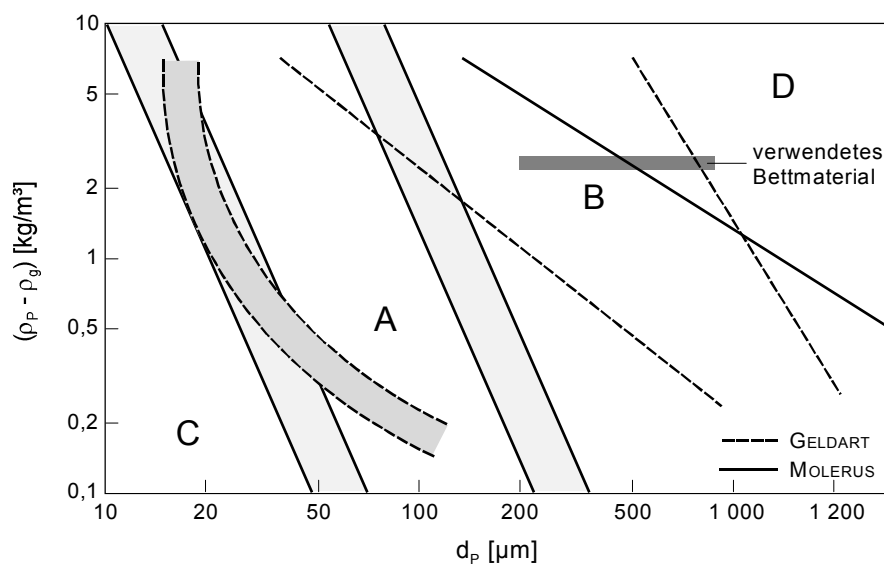


Abb. 3.10: Strömungsmechanische Einteilung von Feststoffen nach GELDART (1973) mit der Überarbeitung von MOLERUS (1982)

Für Grobkornwirbelschichten (GELDART-Klasse D) gilt $\alpha < 1$, für Feinkornwirbelschichten (GELDART-Klasse B) $\alpha > 1$ und für Feinstkornwirbelschichten (GELDART-Klasse A) $\alpha \gg 1$ (Abb. 3.10, Seite 51). Für die strömungsmechanische Berechnung von stationären Wirbelschichten, unter besonderer Berücksichtigung des Blasenauftiegsverhaltens und der Bettexpansion, hat HILLIGARDT (1986) ein allgemein anerkanntes Modell erarbeitet, welches sowohl für Grobkorn- als auch für Feinkornwirbelschichten bis $\alpha = 2$ gültig ist. Für höhere Blasenkenzzahlen kann auf die Arbeit von WEIN (1992) verwiesen werden.

Strömungsmechanisches Modell nach HILLIGARDT für das Inertbettmaterial

Ausgangspunkt zur Berechnung der Strömungsmechanik der Wirbelschicht ist die Berechnung der Minimalfluidisationsgeschwindigkeit u_{mf} . HILLIGARDT (1986) nutzt zur Ableitung dieser die Formel nach ERGUN (1952):

$$Ar = 150 \frac{1 - \varepsilon_{mf}}{\psi^2 \cdot \varepsilon_{mf}^3} Re_{mf} + \frac{1,75}{\psi \cdot \varepsilon_{mf}^3} Re_{mf}^2 \quad (Gl. 3.24),$$

mit
$$Ar = \frac{g \cdot d_{SV}^3}{v_g^2} \frac{\rho_p - \rho_g}{\rho_g} \quad (Gl. 3.25)$$

$$Re_{mf} = \frac{d_{SV} \cdot u_{mf}}{v_g} \quad (Gl. 3.26).$$

Mit bekannter Sphärizität und Lockerungsporosität kann die Minimalfluidisationsgeschwindigkeit zu

$$u_{mf} = 42,9 \frac{(1 - \varepsilon_{mf}) \cdot v_g}{\psi \cdot d_{SV}} \left(\sqrt{1 + \frac{0,00031 \cdot \varepsilon_{mf}^3 \cdot g \cdot (\psi \cdot d_{SV})^3 \cdot (\rho_p - \rho_g)}{(1 - \varepsilon_{mf})^2 \cdot v_g^2 \cdot \rho_g}} - 1 \right) \quad (Gl. 3.27)$$

berechnet werden. Bei Verwendung von Quarzsand als Wirbelbettmaterial kann für die Lockerungsporosität 0,45 - 0,50 und für die Partikelsphärizität 0,75 – 0,85 angenommen werden (HOFBAUER 1992). Der SAUTER-Durchmesser d_{SV} kann auf Grundlage des mit der Bettmaterial-Siebanalyse ermittelten mittleren Partikeldurchmessers und der Partikelsphärizität über

$$d_{SV} = \sqrt{\psi \cdot \bar{d}_p} \quad (Gl. 3.28)$$

bestimmt werden.

Die reale Gasgeschwindigkeit in der Suspensionsphase u_d weicht von der Minimalfluidisationsgeschwindigkeit ab. Bezogen auf das Leerrohr kann diese für technische Gasverteiler über

$$u_d = u_{mf} + \frac{1}{4}(u_{Leer} - u_{mf}) \quad (Gl. 3.29)$$

ermittelt werden. Die Expansion der Suspensionsphase von u_{mf} nach u_d wird nach dem Ansatz von

RICHARDSON und ZAKI (1954) berechnet:

$$\varepsilon_d = \varepsilon_{mf} \left(\frac{u_d}{u_{mf}} \right)^{\frac{1}{n_{RZ}}} \quad (\text{Gl. 3.30})$$

mit

$$n_{RZ} = \begin{cases} 4,65 & \text{für } Re_S \leq 0,2 \\ 4,4 Re_S^{-0,03} & \text{für } 0,2 < Re_S \leq 1 \\ 4,4 Re_S^{-0,1} & \text{für } 1 < Re_S \leq 500 \\ 2,4 & \text{für } 500 < Re_S \end{cases} \quad (\text{Gl. 3.31}),$$

wobei die REYNOLDS-Zahl mit der Sinkgeschwindigkeit des Einzelpartikels gebildet wird.

$$Re_S = \frac{u_S \cdot d_{SV}}{v_g} \quad (\text{Gl. 3.32}),$$

$$u_S = \sqrt{\frac{4}{3} \frac{(\rho_p - \rho_g) \cdot g \cdot d_{SV}}{C_{w,P} \cdot \rho_g}} \quad (\text{Gl. 3.33}).$$

Mit dem Einzelpartikel-Widerstandsbeiwert nach BRAUER (1971)

$$C_{w,P} = \frac{24}{Re_S} + \frac{4}{\sqrt{Re_S}} + 0,4 \quad \text{für } 0,2 < Re_S < 1000 \quad (\text{Gl. 3.34})$$

kann die Partikelsinkgeschwindigkeit iterativ bestimmt werden. Alternativ kann der Widerstandsbeiwert des Einzelpartikels mit der Korrelation von MARTIN (1984)

$$C_{w,P} = \frac{1}{3} \left(\sqrt{\frac{72}{Re_S}} + 1 \right)^2 \quad (\text{Gl. 3.35})$$

berechnet werden, was im betrachteten Arbeitsbereich zu ähnlichen Ergebnissen führt.

Das Blasenwachstum beginnt bei technischen Gasverteiltern ab der Höhe

$$h_{b0} = h_{Düse} + \frac{d_{b0}}{2} \quad (\text{Gl. 3.36})$$

mit dem Blasenstartdurchmesser

$$d_{b0} = 1,3 \left(\frac{\dot{V}_0^2}{g} \right)^{0,2} \quad (\text{Gl. 3.37})$$

nach DAVIDSON und SCHÜLER (1960). Der Gasvolumenstrom pro Düse / Austrittsloch ist dabei

$$\dot{V}_0 = \frac{u_{Leer} \cdot A_{WS}}{n_{Düse}} = \frac{\dot{V}_g}{n_{Düse}} \quad (\text{Gl. 3.38}).$$

Ab der Höhe h_{b0} beginnt das Blasenwachstum nach

$$\frac{d(d_b)}{dh} = \left(\frac{2}{9\pi}\right)^{1/3} \frac{\varepsilon_b^{1/3}}{1 - \xi \cdot \left(\frac{6}{\pi}\right)^{1/3} \cdot \varepsilon_b^{1/3}} - \frac{d_b}{3 \cdot \lambda \cdot u_b} \quad (\text{Gl. 3.39}),$$

mit $\xi = \begin{cases} 1 - \alpha^3 & \text{für } 0 \leq \alpha \leq 1 \\ 0 & \text{für } \alpha > 1 \end{cases} \quad (\text{Gl. 3.40}),$

$$\lambda = 280 \frac{u_{mf}}{g} \quad (\text{Gl. 3.41}).$$

Die Blasenauftiegs geschwindigkeit u_b ist abhängig von der Blasengröße d_b und dem Widerstandsbeiwert der Einzelblase $C_{w,b}$. Mit

$$u_b = \sqrt{\frac{4}{3} \frac{g \cdot d_b}{C_{w,b}}} \quad (\text{Gl. 3.42}),$$

$$C_{w,b} = \frac{16}{Re_b} + 2,64 \quad (\text{Gl. 3.43}),$$

$$Re_b = \frac{u_b \cdot d_b}{\nu_d} \quad (\text{Gl. 3.44})$$

kann diese iterativ bestimmt werden, wobei für die dynamische Viskosität der Suspensionsphase

$$\nu_d = 60 d_{SV}^{3/2} \cdot g^{1/2} \quad (\text{Gl. 3.45})$$

angesetzt wird. Der Blasengasstrom berechnet sich aus einer Gasbilanz zu

$$\dot{V}_b = \frac{u_{\text{Leer}} - u_d}{1 + (n-1) \frac{u_d}{u_b}} \quad (\text{Gl. 3.46}),$$

wobei HILLIGARDT (1986) für Grobkornwirbelschichten $n = 2,7$ ermittelte. Den lokalen Blasenanteil ε_b erhält man nach

$$\varepsilon_b = \frac{\dot{V}_b}{u_b} \quad (\text{Gl. 3.47}),$$

woraus sich folglich die Gesamtporosität zu

$$\varepsilon = 1 - (1 - \varepsilon_b) \cdot (1 - \varepsilon_d) \quad (\text{Gl. 3.48})$$

ergibt.

Durch numerische Integration der vorangegangenen Gleichungen von h_{b0} bis h_{ws} können die Verläufe des Blasenanteils, der Blasengröße und des Blasengasstroms über die Wirbelschichthöhe bestimmt werden, was beispielhaft in der Abb. 3.11 (Seite 55) dargestellt ist. Bei unbekannter Wirbelschicht-

höhe kann diese bei vorgegebener Bettmasse bestimmt werden, wobei die Integration bis zum Einstellen der Bedingung

$$\int_0^h \left((1 - \varepsilon_b) \cdot (1 - \varepsilon_d) \cdot \rho_p \cdot A_{WS} \right) dh = m_{\text{Bett}} \quad (\text{Gl. 3.49})$$

durchzuführen ist.

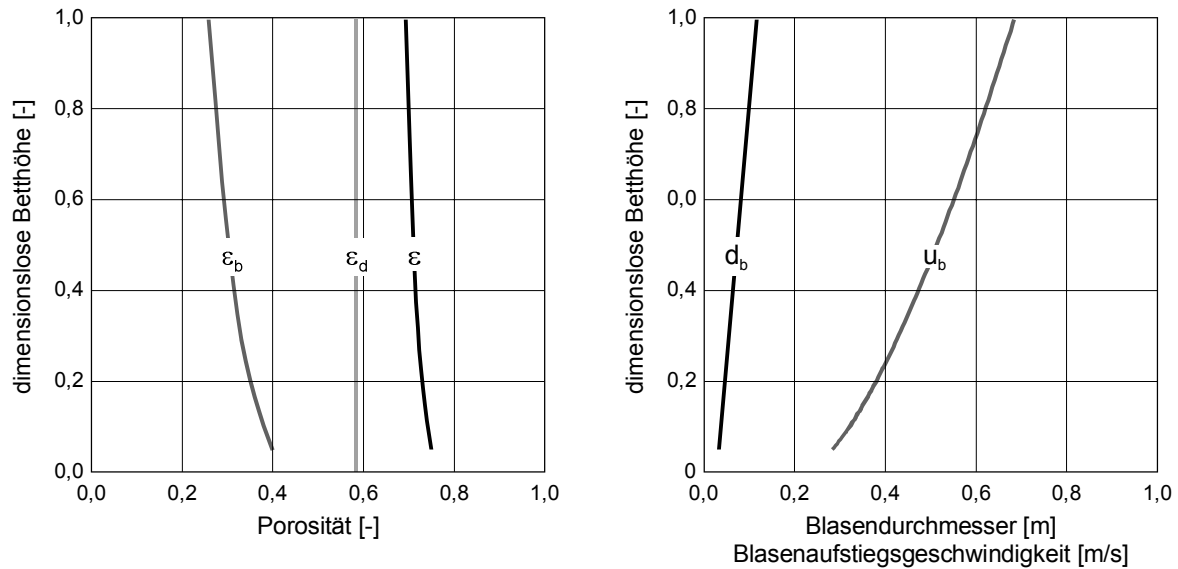


Abb. 3.11: Beispielhafte Ergebnisse der strömungsmechanischen Wirbelschichtberechnung nach HILLIGARDT (1986), $D_{WS} = 0,4 \text{ m}$, $m_{\text{Bett}} = 25 \text{ kg}$, $d_{SV} = 435 \mu\text{m}$, $\psi = 0,80$, $\varepsilon_{mf} = 0,50$, $\vartheta_{WS} = 850 \text{ }^\circ\text{C}$, Luftvolumenstrom $50 \text{ m}^3_{i.N.}/\text{h}$, $u_{\text{Leer}} = 0,45 \text{ m/s}$, $u_{mf} = 0,11 \text{ m/s}$, $\alpha = 0,3 - 2,0$

Modellierung des Stoffaustausches zwischen der Suspensions- und Blasenphase

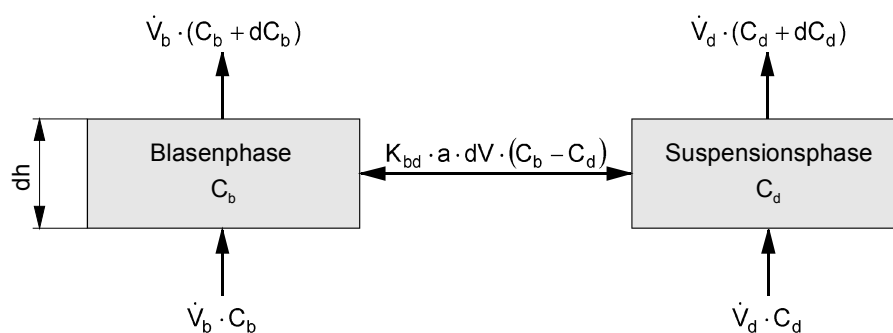


Abb. 3.12: Stoffaustausch zwischen der Suspensions- und Blasenphase

Ausgangspunkt für die Modellierung des Stoffaustausches zwischen der Suspensions- und Blasenphase ist das Zwei-Phasen-Modell nach WERTHER (1978). Für die Bilanzierung der Stoffmengenströme im Volumenelement $dV = A_{WS} \cdot dh$ (Abb. 3.12) werden im stationären Fall ohne Berücksichtigung von Reaktionen getrennt für die Blasen- und Suspensionsphase

$$0 = \dot{V}_b \frac{dC_{i,b}}{dh} - K_{bd} \cdot a \cdot A_{WS} \cdot (C_{i,b} - C_{i,d}) \quad (\text{Gl. 3.50}),$$

$$0 = \dot{V}_d \frac{dC_{i,d}}{dh} + K_{bd} \cdot a \cdot A_{WS} \cdot (C_{i,b} - C_{i,d}) \quad (\text{Gl. 3.51})$$

angesetzt, wobei sich der Blasen- und der Suspensionsgasvolumenstrom aus

$$\dot{V}_b = (u_{Leer} - u_d \cdot (1 - \varepsilon_b)) \cdot A_{WS} \quad (\text{Gl. 3.52}),$$

$$\dot{V}_d = u_d \cdot (1 - \varepsilon_b) \cdot A_{WS} \quad (\text{Gl. 3.53})$$

ergeben und in der Summe dem Fluidisierungsgasvolumenstrom entsprechen. Der Stoffaustauschkoefizient zwischen Blasen- und Suspensionsphase K_{bd} besteht aus einem konvektiven und einem diffusiven Anteil. WERTHER und SCHÖSSLER (1984) schlagen für dessen Berechnung in Katalysatorwirbelschichten (Feinkornwirbelschichten)

$$K_{bd} = \frac{u_{mf}}{3} + \frac{4 \cdot D \cdot \varepsilon_{mf} \cdot u_b}{\pi \cdot d_b} \quad (\text{Gl. 3.54})$$

vor. Speziell für Grobkornwirbelschichten kann aber der diffusive Term gegenüber dem konvektiven Term vernachlässigt werden. HILLIGARDT (1986) ermittelt für diesen Fall

$$K_{bd} = \frac{n \cdot u_d}{4} \quad (\text{Gl. 3.55}),$$

wobei er für dreidimensionale Wirbelschichten $n = 2,7$ setzt. Für die spezifische Stoffaustauschfläche a kann

$$a = \frac{n_b \cdot A_b}{dV} \quad \text{in } m^2 / m^3 \quad (\text{Gl. 3.56})$$

angegeben werden, worin n_b die Zahl der Blasen im Volumenelement dV und A_b die mittlere Oberfläche der einzelnen Blase ist. Letztere ergibt sich bei Annahme kugelförmiger Blasen zu

$$A_b = \pi \cdot d_b^2 \quad (\text{Gl. 3.57}).$$

Die Anzahl der Blasen im Volumenelement kann über das bekannte Verhältnis von Blasenvolumen zum Gesamtvolumen, was dem Blasenanteil ε_b entspricht, bestimmt werden

$$\varepsilon_b = \frac{V_b}{V} \quad (\text{Gl. 3.58}),$$

$$V_b = n_b \cdot \frac{\pi}{6} \cdot d_b^3 \quad (\text{Gl. 3.59}).$$

Führt man diese Formeln zusammen, ergibt sich für die spezifische Austauschfläche

$$a = \frac{6 \cdot \varepsilon_b}{d_b} \quad (\text{Gl. 3.60}).$$

HILLIGARDT (1986) postuliert in seiner Dissertation, dass sich das Reaktionsverhalten in Grobkornwirbelschichten, aufgrund der hohen Gasgeschwindigkeit in der Suspensionsphase und der gegenüber Feinkornwirbelschichten wesentlich höheren Blasendurchströmung, stark an das eines einphasigen Kolbenströmungsreaktors annähert.

Strömungsmechanisches Verhalten der Brennstoffpartikel im Wirbelbett

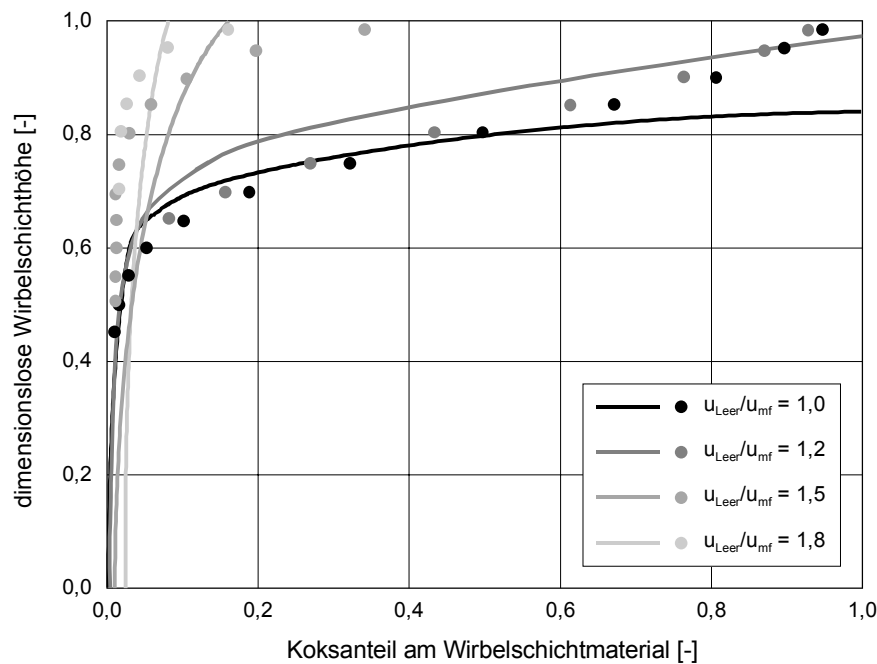


Abb. 3.13: Vergleich der Messergebnisse der Segregation von Sand-Holzkohle-Mischungen von AZNAR et al. (1987) mit dem Simulationsmodell von JENNEN (2000)

Inertbettmaterialpartikel und Brennstoffpartikel weisen unterschiedliche Dichten und unterschiedliche Durchmesser auf, woraus im Allgemeinen Segregationseffekte (Entmischungseffekte) resultieren. Die Extremfälle einer ideal gemischten und einer ideal segregierten Wirbelschicht werden in der Praxis wohl kaum anzutreffen sein. Statt dessen wird sich nur eine unvollständige Segregation einstellen, die vom Dichten- und Durchmesser Verhältnis der beteiligten Partikel und im besonderen Maße vom Verhältnis der Leerrohrgeschwindigkeit zur Minimalfluidisationsgeschwindigkeit abhängig ist. JENNEN (2000) hat das Segregationsverhalten von Sand-Holzkohle-Mischungen simuliert und mit Messwerten von AZNAR et al. (1987) verglichen (Abb. 3.13). Daraus kann der Schluss gezogen werden, dass die Segregation bei steigenden Leerrohr–Minimalfluidisationsgeschwindigkeits–Verhältnissen abnimmt. Für die in der betrachteten stationären Wirbelschicht vorliegenden Geschwindigkeitsverhältnisse $u_{\text{Leer}}/u_{\text{mf}}$ von 3 bis 10 kann deshalb die Segregation vernachlässigt werden, was einer idealen Gleichverteilung der Brennstoffpartikel über das Wirbelbett entspricht und den rechentechnischen Aufwand zur Umsetzung des Modells reduziert.

Die Modellannahmen der homogenen Gleichverteilung von Brennstoffpartikeln und Inertbettmaterial und der gleichmäßigen Freisetzung des Brennstoffwassers und der gasförmigen Pyrolyseprodukte

über das gesamte Bettvolumen kann bei technischen Brennstoffeintragssystemen (punktuellem Brennstoffeintrag an einer oder wenigen Stellen) nur dann aufrechterhalten werden, wenn eine ausreichend lange Brennstoffpartikelverweilzeit in der Wirbelschicht im Zusammenhang mit relativ langen Trocknungs- und Entgasungszeiten gewährleistet ist. Nach Arbeiten von HAMEL (HAMEL 2001, HAMEL et al. 2002) dauert beispielsweise die vollständige Entgasung von 2 mm großen Holzpartikeln in einer über 900 °C heißen Wirbelschicht bis zu 40 Sekunden. Die Dauer einer Umwälzung des gesamten Bettmaterials liegt bei Verwendung von Inertbettmaterial mit 0,5 mm mittlerem Durchmesser im Bereich einer Sekunde (siehe Anhang A.2). Danach kann die These vertreten werden, dass bei im Durchschnitt mindestens 5 mm großen Brennstoffpartikeln im Bett eine totale Gleichverteilung dieser vorliegt. Infolge der Modellannahme einer ortsunabhängigen Wirbelschichttemperatur wird in jedem Volumenelement die gleiche Menge an Wasserdampf und Pyrolyseprodukten freigesetzt und es steht in jedem Volumenelement die gleiche Koks menge bzw. Koks oberfläche für heterogene Abbauprozesse zur Verfügung.

Strömungsmechanisches Verhalten der Brennstoffpartikel im Freiraum

Kokspartikel werden aus der Wirbelschicht nur ausgetragen, wenn ihre Sinkgeschwindigkeit kleiner oder gleich der Gasgeschwindigkeit direkt über der Wirbelschichtoberfläche ist. Die Sinkgeschwindigkeit ergibt sich unter der Annahme kugelförmiger Kokspartikel zu

$$u_{\text{Koks,S}} = \sqrt{\frac{4}{3} \frac{(\rho_{\text{Koks}} - \rho_{\text{BG}}) \cdot g \cdot d_{\text{Koks}}}{C_{\text{w,Koks}} \cdot \rho_{\text{BG}}}} \quad (\text{Gl. 3.61})$$

mit dem Widerstandsbeiwert

$$C_{\text{w,Koks}} = \frac{24}{\text{Re}_{\text{Koks,S}}} + \frac{4}{\sqrt{\text{Re}_{\text{Koks,S}}}} + 0,4 \quad \text{für } 0,2 < \text{Re}_{\text{Koks,S}} < 1000 \quad (\text{Gl. 3.62}),$$

wobei die REYNOLDS-Zahl mit der Sinkgeschwindigkeit des Einzelpartikels

$$\text{Re}_{\text{Koks,S}} = \frac{u_{\text{Koks,S}} \cdot d_{\text{Koks}}}{\nu_{\text{BG}}} \quad (\text{Gl. 3.63})$$

gebildet wird. Über der Wirbelschicht herrscht eine Gasgeschwindigkeit von

$$u_{\text{BG,WS}} = \frac{\dot{V}_{\text{BG}}}{A_{\text{WS}}} = \frac{4 \cdot \dot{V}_{\text{BG}}}{\pi \cdot D_{\text{WS}}^2} \quad (\text{Gl. 3.64}),$$

bei der Kokspartikel mit einem Durchmesser von

$$d_{\text{Koks,WS,ab}} \leq \frac{3 \cdot u_{\text{BG,WS}}^2 \cdot C_{\text{w,Koks}} \cdot \rho_{\text{BG}}}{4 \cdot g \cdot (\rho_{\text{Koks}} - \rho_{\text{BG}})} \quad (\text{Gl. 3.65})$$

aus der Wirbelschicht ausgetragen werden.

An dieser Stelle wird auf die von anderen Autoren (z.B. HAMEL 2001) verwendete Modellierung von Brennstoffpartikelflugbahnen im Freiraum verzichtet, um die Komplexität des Modells in überschaubaren Grenzen zu halten und die rechentechnische Umsetzung zu vereinfachen. Darüber hinaus kann davon ausgegangen werden, dass die heterogenen Reaktionsumsätze im Freiraum, aufgrund der geringen Kokskonzentration und der geringeren Temperatur, relativ klein im Verhältnis zu den Umsätzen in der Wirbelschicht sind, was eine vereinfachte Berechnung rechtfertigt. Demzufolge wird für die weitere Bewegung der Kokspartikel im Freiraum angenommen, dass diese ohne Schlupf der Gasströmung folgen.

Die Bestimmung des Austragsmassenstromes resultiert aus folgender Überlegung: Es treten

$$\dot{N} = \frac{6 \cdot \dot{m}_{BRoh}}{\pi \cdot \bar{d}_{BRoh}^3 \cdot \rho_{BRoh}} \quad (\text{Gl. 3.66})$$

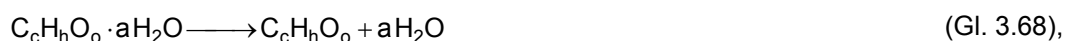
Brennstoffpartikel pro Zeiteinheit über den Brennstoffmassenstrom in den Wirbelschichtbereich ein, in dem diese sich homogen verteilen. Durch Reaktionen werden sich sowohl Durchmesser als auch hydrodynamische Dichte ändern, bis sich die durch $d_{Koks,WS,ab}$ und ρ_{Koks} charakterisierten Austragsbedingungen eingestellt haben und die Partikel die Wirbelschicht verlassen. Somit ist bei Vernachlässigung von Abrieb, Schrumpfung und Fragmentierung die Anzahl der aus der Wirbelschicht pro Zeiteinheit ausgetragenen Partikel gleich der Anzahl der über dem Brennstoffmassenstrom eingetragenen Partikel, womit sich für den Koksaustragsmassenstrom

$$\dot{m}_{Koks,WS,ab} = \frac{1}{6} \dot{N} \cdot \pi \cdot d_{Koks,WS,ab}^3 \cdot \rho_{Koks} \quad (\text{Gl. 3.67})$$

ergibt.

3.2.5 Modellierung der Aufheizung, Trocknung und Pyrolyse

Zahlreiche Autoren verwenden für die Modellierung der Aufheizung, Trocknung und Pyrolyse der Brennstoffpartikel instationäre Partikelmodelle, die zu komplexen rechentechnischen Modellumsetzungen führen (z.B. HAMEL 2001, SCHNEIDER 2003). Aufgrund der stark vereinfachten Modellannahmen kann darauf in der vorliegenden Modellierung verzichtet werden. Infolge der Annahme des idealen Rührkesselverhaltens für den Brennstoff in der Wirbelschicht, die sich auf eine im Verhältnis zur Trocknungs- und Pyrolysezeit geringe Umwälzzeit des Bettmaterials und des darin gleichmäßig verteilten Brennstoffes stützt, wird die gleichmäßige Freisetzung des Brennstoffwassers und der Pyrolyseprodukte über das gesamte Wirbelbettvolumen (Suspensionsphase) unterstellt. Das bedeutet eine kinetikfreie und nulldimensionale Modellierung dieser Teilprozesse. Während nach dieser Modellvorstellung die Trocknungsquellterme eindeutig mit



$$\dot{r}_{\text{TrO},\text{H}_2\text{O}} = x_{\text{W,BR}_{\text{roh}}} \cdot \dot{m}_{\text{BR}_{\text{roh}}} \quad \text{in kg}_{\text{H}_2\text{O}}/\text{s} \quad (\text{Gl. 3.69})$$

beschreibbar sind, gestaltet sich dies für die Pyrolyseproduktterme schwieriger.

Tab. 3.4: Literatúrauswahl experimenteller Arbeiten zur Biomassepyrolyse

Quelle	Brennstoff	Partikelgröße	Verfahren/ Apparatur	Temperaturbereich	Aufheizrate
AHLHAUS 1995	Miscanthus, Fichte, (Kaffeesatz)	≤ 0,2 mm	Festbettreaktor	400 - 900 °C	3 - 25 K/min
BAUMLIN et al. 2005	Holz	< 0,1 mm	Laborpyrolysereak.	560 - 1 030 °C	k. A.
BECKERS 1999	Altholz	≤ 0,5 mm	Laborwirbelschicht	500 °C	k. A.
BILBAO et al. 1991	Cellulose, Hemicellulose, Lignin, Sägespäne	k. A.	Rohrofen	bis 650 °C	12 K/min
BINGYAN et al. 1992	Holz	k. A.	Rohrofen	400 - 900 °C	25 K/s
CHEN et al. 2003	Holz, Reisstroh	0,25 - 2 mm	Batch-Pyrolyseofen	500 - 950 °C	k. A.
DEMIRBAS 2002	biogene Reststoffe	0,06 - 0,15 mm	Festbett in Rohrofen	500 - 750 °C	k. A.
GARTNER et al. 2002	Holz (Fichte, Kiefer)	k. A.	Schwelretorte	700 °C	k. A.
GERDES 2001	Buche, Altholz, u.a.	1 - 4 mm	Laborwirbelschicht	470 - 490 °C	k. A.
HAMEL 2001	Restholz (Kiefer)	2 mm	Laborwirbelschicht	500 - 900 °C	k. A.
HORNE und WILLIAMS 1996	Altholz	k. A.	Flash-Wirbelschicht	400 - 550 °C	k. A.
KLAUBERT und MEIER 2002	Buchenholz	0,15 - 0,50 mm	Laborwirbelschicht	450 - 500 °C	k. A.
MOILANEN et al. 1997	div. Biomassen	105 - 125 µm	Festbett in Pyrolysekammer	600 - 1 000 °C	1000 K/s
MORF 2001	Fichten- und Tannenholz	11 - 14 mm ¹	Schneckenrohrreaktor	650 °C	k. A.
PEACOCKE et al. 1997	Kiefernholz	0,6 - 1,7 mm	Flash-Wirbelschicht	450 - 600 °C	k. A.
PETEK 1998	Buche, Fichte	10 - 20 mm	Thermowaage	500 - 950 °C	bis 20 K/min
RÜDIGER 1997	Miscanthus, Stroh, Fichte	1,5 - 4 mm ¹	Fallrohrreaktor	400 - 1 200 °C	10 ³ - 10 ⁵ K/s
SCHRÖDER 2003	Buchenholz, Stroh	10 mm	Festbettreaktor	bis 700 °C	3 - 10 K/min
SEEBAUER 1999	Buche, Fichte, (Eiche)	a) 6/40 mm b) 0,5 - 1 mm	a) Thermowaage b) Drahtnetzapp.	105 - 1 000 °C	1 - 5 K/min 1 - 10 ³ K/min
VAN DEN AARSEN 1985	Buchenholz	bis 2 mm	Laborwirbelschicht	700 - 900 °C	k. A.
VON SCALA 1998	Fichtenholz	0,50 - 0,63 mm	Thermowaage	bis 800 °C	20 K/min
WEHLTE et al. 1997	Nadelholz, Buche	0,3 - 0,5 mm	Flash-Wirbelschicht	350 - 600 °C	k. A.
WIEST 1998	Biomasse	bis 10 mm	Thermowaage	100 - 850 °C	3 - 20 K/min
ZANZI et al. 1997, ZANZI et al. 2002	Getreidestroh, Birkenholz	0,5 - 1 mm	Fallrohrreaktor	800 - 1 000 °C	500 K/s

¹ Größe der Siebeinlage

Nach WIEST (1998) kann die Untersuchung chemischer Reaktionen an Naturstoffen, bedingt durch den komplexen Molekülaufbau, nicht exakt erfolgen. Der tatsächliche Reaktionsmechanismus ist eher von grundsätzlichem naturwissenschaftlichen Interesse, ein darauf aufbauendes mathematisches Modell wird kaum handhabbar sein. Zur Lösung ingenieurwissenschaftlicher Fragestellungen ist eine ver-

einfachende Behandlung der Thematik notwendig, die sich problemlos in ein Gesamtmodell einfügen lässt. Wesentlich ist hierbei die Wiedergabe der Pyrolyseproduktzusammensetzung in Abhängigkeit der Betriebsparameter. Deshalb sollen im vorliegenden Modell die Pyrolysequellterme mit Hilfe empirischer Korrelationen auf Basis veröffentlichter, experimenteller Arbeiten beschrieben werden. Tab. 3.4 (Seite 60) enthält eine zusammenfassende Übersicht über derartige Arbeiten.

Die in der Literatur veröffentlichten, experimentell ermittelten Pyrolyseproduktausbeuten und -zusammensetzungen weisen eine starke Varianz auf, was insbesondere auf unterschiedliche Pyrolysetemperaturen und dem damit verbundenen unterschiedlichen Einfluss sekundärer Reaktionen zurückzuführen ist. Die eigentliche Pyrolyse (Primärpyrolyse) und nachfolgende Sekundärreaktionen der Pyrolyseprodukte innerhalb und auch außerhalb der Brennstoffpartikel können insbesondere bei hohen Temperaturen nur sehr schwer voneinander getrennt werden (Abb. 3.14).

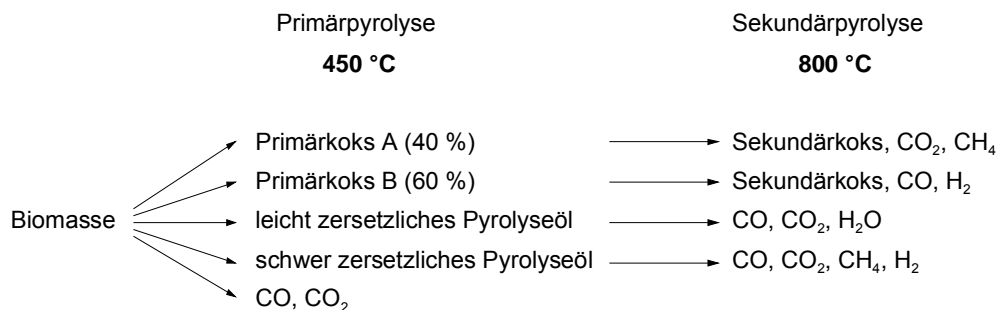


Abb. 3.14: Formalkinetischer Reaktionsmechanismus der primären und sekundären Biomassepyrolyse (nach WIEST 1998)

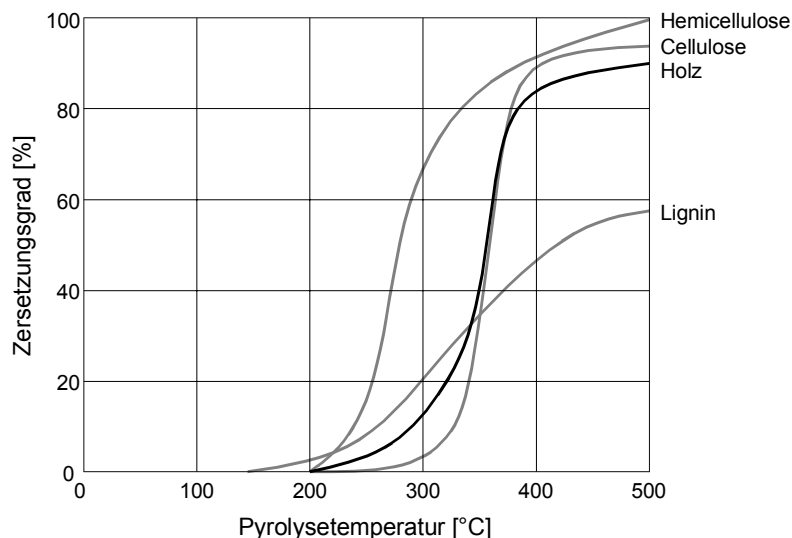


Abb. 3.15: Pyrolytische Zersetzung von Holz und seinen Hauptbestandteilen (HELLWIG 1988)

Laut HELLWIG (1988) ist Holz bereits bei 400 °C vollständig zersetzt (Abb. 3.15), was Untersuchungen des Pyrolyseverhaltens der chemischen Holzhauptkomponenten Cellulose, Lignin und Hemicellulose bestätigen (MÜLLER-HAGEDORN et al. 2003). Alle weiteren Zersetzungsreaktionen sind sekundäre Reduktionsreaktionen.

Es ist also die hauptsächlich bei 400 bis 600 °C ablaufende Primärpyrolyse, die die Edukte für die nachfolgenden sekundären Vergasungsreaktionen liefert. Deshalb wird im vorliegenden Modell die Pyrolyse nur als Primärpyrolyse betrachtet und eine Pyrolyseproduktverteilung entsprechend der Primärpyrolysetemperatur zugrunde gelegt. Alle nachfolgenden Sekundärreaktionen werden als Vergasungsreaktionen betrachtet und als solche zusammen mit den Hauptvergasungsreaktionen bei der Vergaserbetriebstemperatur modelliert (Abb. 3.16).

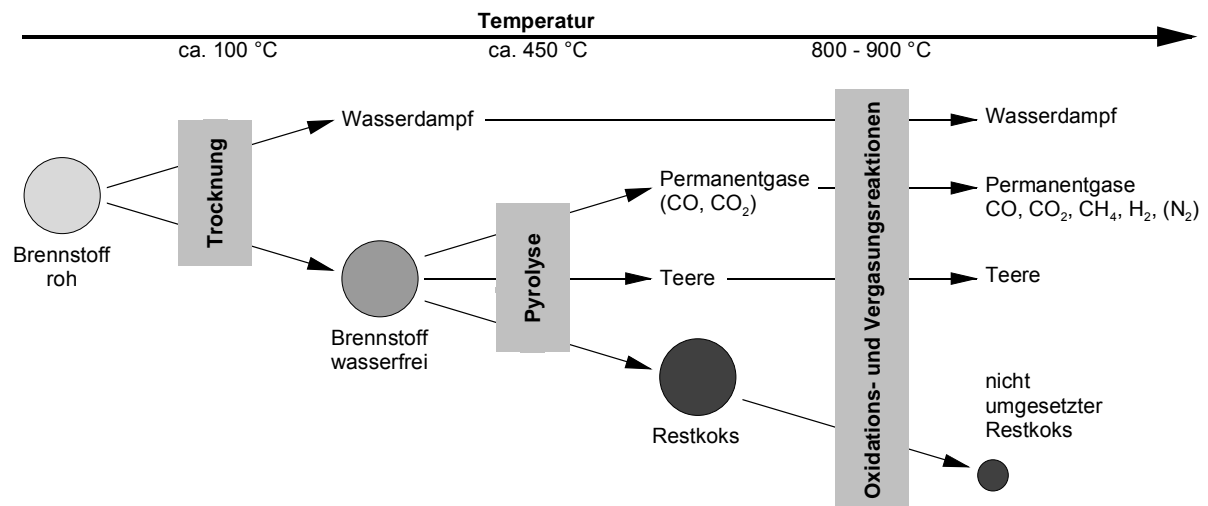


Abb. 3.16: Modellhafter Verlauf der Aufheizung, Trocknung und Pyrolyse des Brennstoffs sowie der nachfolgenden Oxidations- und Vergasungsreaktionen

Für die Beschreibung der Pyrolyseproduktzusammensetzung wird ausgehend von einem $C_6H_9O_4$ -Modell für die elementare Zusammensetzung der Biomasse auf die von WIEST (1998) ermittelten empirischen Zusammenhänge für die Primärpyrolyse bei 450 °C zurückgegriffen. Danach beträgt die Restkoksausbeute abweichend von den Laboranalysen nach DIN 51 719 und 51 720

$$\dot{r}_{\text{Pyro,Koks}} = 0,256 \dot{m}_{\text{BR,waf}} \quad \text{in kg}_{\text{Koks}} / \text{s} \quad (\text{Gl. 3.70}).$$

Der Restkoks besteht nicht aus reinem Kohlenstoff, sondern weist eine elementare Zusammensetzung von

$$x_{\text{C,Koks}} = 0,826 \quad (\text{Gl. 3.71}),$$

$$x_{\text{H,Koks}} = 0,043 \quad (\text{Gl. 3.72}),$$

$$x_{\text{O,Koks}} = 0,131 \quad (\text{Gl. 3.73})$$

auf, was einer hypothetischen Summenformel von $C_1H_{0,62}O_{0,12}$ entspräche. Als bei der Pyrolyse freigesetzte Permanentgase werden nur Kohlenmonoxid und Kohlendioxid mit den Ausbeuten

$$\dot{r}_{\text{Pyro,CO}} = 0,029 \dot{m}_{\text{BR,waf}} \quad \text{in kg}_{\text{CO}} / \text{s} \quad (\text{Gl. 3.74}),$$

$$\dot{r}_{\text{Pyro,CO}_2} = 0,073 \dot{m}_{\text{BR,waf}} \quad \text{in kg}_{\text{CO}_2} / \text{s} \quad (\text{Gl. 3.75})$$

berücksichtigt. Weitere Permanentgase, wie Wasserstoff oder Methan, entstehen erst bei weiteren Reaktionen (siehe Abschnitt 3.2.6). Mengenmäßige Hauptprodukte der Pyrolyse sind kondensierbare Kohlenwasserstoffe (Teere) mit einer Gesamtbildungsrate von

$$\dot{r}_{\text{Pyro, Teer, ges}} = 0,642 \dot{m}_{\text{BR}_{\text{waf}}} \quad \text{in kg}_{\text{Teer}} / \text{s} \quad (\text{Gl. 3.76}).$$

Bei den Teeren handelt es sich gewöhnlich um sehr komplexe heterogene Mischungen von organischen Substanzen (Aromaten, Phenole, Basen, Asphalthene und Preasphalthene) in einem breiten Konzentrationsbereich und mit unterschiedlichem Reaktionsverhalten. So listen MILNE et al. (1998) ca. 200 in Biomasseteeren nachgewiesene und quantifizierte Einzelsubstanzen, kategorisiert in Primär-, Sekundär- und Tertiärteer, auf, weisen aber darauf hin, dass Hunderte weitere Substanzen identifiziert wurden und die Zahl nichtidentifizierter Substanzen mindestens in gleicher Größenordnung liegt. In einer ähnlichen Auflistung führt LINGENS (2003) ca. 300 Einzelsubstanzen auf. Zwar lassen sich einige Teer-Leitsubstanzen identifizieren (ISING et al. 2001, Tab. 3.5, Seite 64), jedoch gibt eine Abstraktion auf eine oder wenige reine Modellteersubstanzen (z.B. Phenol, Benzen oder Naphthalen) sowohl die elementare Zusammensetzung als auch das Reaktionsverhalten aller Teere nicht befriedigend genau wieder. Es erweist sich als zweckmäßig, die Teere als Summensubstanz ohne festgelegte chemische Struktur zu bilanzieren, wobei vorteilhafterweise das unterschiedliche Reaktionsverhalten durch zwei oder mehrere Summensubstanzen berücksichtigt wird. Deshalb werden im vorliegenden Modell eine reaktive (Teer 1) und eine reaktionsträge (Teer 2) Teerklasse bilanziert, deren Anteile in Anlehnung an RATH und STAUDINGER (2001) mit

$$\dot{r}_{\text{Pyro, Teer 1}} = 0,824 \dot{r}_{\text{Pyro, Teer, ges}} = 0,529 \dot{m}_{\text{BR}_{\text{waf}}} \quad \text{in kg}_{\text{Teer 1}} / \text{s} \quad (\text{Gl. 3.77}),$$

$$\dot{r}_{\text{Pyro, Teer 2}} = 0,176 \dot{r}_{\text{Pyro, Teer, ges}} = 0,113 \dot{m}_{\text{BR}_{\text{waf}}} \quad \text{in kg}_{\text{Teer 2}} / \text{s} \quad (\text{Gl. 3.78})$$

festgelegt werden. Statt chemisch reiner Teermodellsubstanzen wird für beide Teerklassen die aus der Gesamtstoffbilanz abgeleitete elementare Zusammensetzung von

$$x_{\text{C, Teer}} = 0,3937 \quad (\text{Gl. 3.79}),$$

$$x_{\text{H, Teer}} = 0,0796 \quad (\text{Gl. 3.80}),$$




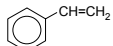



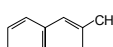










$$x_{\text{O, Teer}} = 0,5267 \quad (\text{Gl. 3.81})$$

verwendet, was einer hypothetischen Summenformel von etwa $\text{C}_{10}\text{H}_{2,43}\text{O}_1$ entspräche. Basierend auf Untersuchungen von HORNE und WILLIAMS (1996) zur elementaren und chemischen Zusammensetzung von Teeren aus der Wirbelschichtpyrolyse, wobei sie eine Vielzahl phenolischer Komponenten nachgewiesen haben, werden zur Beschreibung der Stoffeigenschaften beider Teerklassen (Wärmekapazität, Dichte, molare Masse) die Daten von Phenol verwendet.

Die Sinnhaftigkeit der Verwendung zweier oder mehrerer unterschiedlich reaktiver Teermodellsubstanzen kann auch mit den Arbeiten von JESS (1996) und DEPNER (1998) belegt werden, die das thermische und katalytische Abbauverhalten von Modellkohlenwasserstoffen untersucht haben. Dabei wurden signifikante Unterschiede in der thermischen Stabilität der verwendeten Substanzen festge-

stellt. So weist beispielsweise Toluol eine höhere Reaktivität als Naphthalen auf, welches wiederum reaktiver als Benzen ist. Eine kinetische Gleichbehandlung aller Teerbestandteile ist somit nicht zielführend, weshalb wie o.g. zwei Teerklassen berücksichtigt werden. CORELLA et al. (2000 A) schlagen dahingehend sogar die Berücksichtigung von sechs Teerklassen vor, was aber den Rahmen der vorliegenden Arbeit unverhältnismäßig ausdehnen würde.

Tab. 3.5: Wesentliche im Rohgas der autothermen Wirbelschichtvergasung von Holz festgestellte Teereinzelsubstanzen (ISING et al. 2001)

Bezeichnung	Summenformel	Struktur	molare Masse [g/mol]	Schmelztemperatur [°C]	Siedetemperatur [°C] ¹	Anteil [Ma.-%] ²
Benzen	C ₆ H ₆		78,11	5,5	80,1	16,7
Toluol	C ₇ H ₈		92,13	-95	111	13,2
Xylen ³	C ₈ H ₁₀		106,17	-48 bis 13	138 bis 144	5,0
Styrol	C ₈ H ₈		104,14	-30	145	5,7
Phenol	C ₆ H ₆ O		94,11	43	182	12,2
Inden	C ₉ H ₈		116,15	-2	181	5,3
Naphthalen	C ₁₀ H ₈		128,16	80,2	218	5,3
Methyl-Naphthalen ⁴	C ₁₁ H ₁₀		142,20	-30 bis 35	241 bis 245	2,0
Acenaphthylen	C ₁₂ H ₈		152,19	92	265	1,5
Dibenzofuran	C ₁₂ H ₈ O		168,19	82	285	0,3
Fluoren	C ₁₃ H ₁₀		166,21	115	298	0,5
Phenanthren	C ₁₄ H ₁₀		178,23	101	340	0,8
Anthracen	C ₁₄ H ₁₀		178,23	216	340	0,2
Fluoranthren	C ₁₆ H ₁₀		202,26	110	384	2,0
Pyren	C ₁₆ H ₁₀		202,25	150	393	0,4
Chrysen	C ₁₈ H ₁₂		228,29	256	448	0,1
Benzofluoranthren ⁵	C ₂₀ H ₁₂		252,32	168 bis 217	481	0,2
Benzo(a)pyren	C ₂₀ H ₁₂		252,32	177	496	0,1

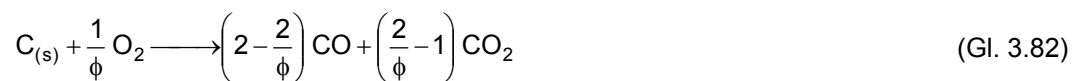
¹ bei 1 013 mbar, ² auszugsweise Auflistung der wichtigsten gemessenen Teersubstanzen, weshalb die Summe der in Tabelle erfassten Anteile nicht 100 % ergibt, ³ Strukturformel für o-Xylen, ⁴ Strukturformel für 2-Methyl-Naphthalen, ⁵ Strukturformel für Benzo(b)fluoranthren

3.2.6 Modellierung der chemischen Reaktionen

Die Pyrolyseprodukte werden in Oxidations- und Vergasungsreaktionen weiter umgesetzt. Diesbezüglich werden die in Tab. 3.3 (Seite 44) aufgeführten chemischen Reaktionen kinetisch modelliert, die in diesem Abschnitt näher beschrieben sind. Hinsichtlich des zeitlichen Ablaufes der Pyrolyse und der weiteren Reaktionen wird angenommen, dass Letztere erst nach vollständiger Pyrolyse einsetzen. Diese Annahme kann damit begründet werden, dass zum zeitgleichen bzw. teilweise zeitgleichen Ab- laufen von Pyrolyse und Oxidations-/ Vergasungsreaktionen am Brennstoffpartikel notwendig ist, dass während der Pyrolyse reaktive Gase aus der Umgebung an die äußere bzw. innere Partikeloberfläche gelangen und dort absorbiert werden. Nach RUMMER (1998) gelangen, durch die aus den Partikeln austretenden Stoffströme (Wasserdampf, Pyrolyseprodukte), während der Trocknung und Pyrolyse feuchter Biomassen keine reaktiven Gase aus der Partikelumgebung an die Partikeloberfläche. Dies ist erst möglich, wenn die Pyrolyse fast abgeschlossen ist. Somit ist die im Modell vorgeschlagene zeitliche Trennung der Pyrolyse von der heterogenen Brennstoffumsetzung (Oxidation, Vergasung) gerechtfertigt.

Koksoxidation

Der feste Kohlenstoff des Kokes reagiert in einer Oberflächenreaktion mit Sauerstoff nach



zu Kohlenmonoxid und Kohlendioxid, deren temperatur- und partikelgrößenabhängige Verteilung über den Mechanismusfaktor ϕ ausgedrückt wird. Nach FIELD et al. (1967) und ARTHUR (1951) wird dieser mit dem Ansatz

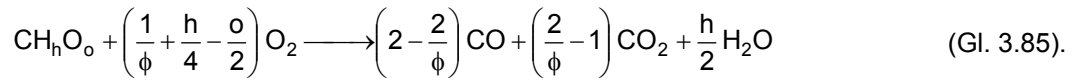
$$\phi = \begin{cases} \frac{2 p_C + 2}{p_C + 2} & \text{für } d_p \leq 5 \cdot 10^{-5} \text{ m} \\ \frac{2 p_C + 2}{p_C + 2} - \frac{p_C \cdot (d_{Koks} - 5 \cdot 10^{-5})}{9,5 \cdot 10^{-4} (p_C + 2)} & \text{für } 5 \cdot 10^{-5} \text{ m} < d_{Koks} \leq 1 \cdot 10^{-3} \text{ m} \\ 1 & \text{für } d_{Koks} > 1 \cdot 10^{-3} \text{ m} \end{cases} \quad (\text{Gl. 3.83})$$

berechnet, wobei

$$p_C = 2\,500 \exp\left(-\frac{12\,480}{T_{WS} + T_{Koks}}\right) \quad (\text{Gl. 3.84})$$

ist. Die Kokspartikel besitzen dabei eine Übertemperatur von 50 bis 100 K. Der Einfluss der Übertemperatur kann laut HAMEL (2001) bei der hier betrachteten Wirbelschichtvergasung als gering eingestuft werden, was eine aufwändige Temperaturberechnung nicht rechtfertigt. Bedingt durch die Model-

lierung des Kokes als wasserstoff- und sauerstoffhaltige Substanz ist es erforderlich, (Gl. 3.81) nach DI BLASI (2000) anzupassen:



Der Kohlenstoffumsatzmassenstrom kann über den globalkinetischen Ansatz

$$\dot{r}_{\text{Koks,Oxi}} = \frac{dm_{\text{Koks}}(t)}{dt} = -k_{\text{Koks,Oxi}} \cdot m_{\text{Koks}}(t) \cdot M_{\text{Koks}} \cdot C_{\text{O}_2}^v \quad \text{in kg}_{\text{Koks}}/\text{s} \quad (\text{Gl. 3.86})$$

wiedergegeben werden. RUMPEL (2000) ermittelte für den Holzkoksabbau durch Verbrennung nach diesem Ansatz die kinetischen Daten und die Reaktionsordnung der chemisch limitierten Reaktion

$$k_{\text{Koks,Oxi}} = 4,8 \cdot 10^9 \exp\left(-\frac{139\,100}{R \cdot T_{\text{Koks}}}\right) \quad \text{in } \frac{\text{mol}_{\text{Koks}}}{\text{kg}_{\text{Koks}} \cdot \text{s}} \cdot \left(\frac{\text{m}^3}{\text{mol}_{\text{O}_2}}\right)^v \quad (\text{Gl. 3.87}),$$

$$v = 0,59 \quad (\text{Gl. 3.88}),$$

welche auf die zum Zeitpunkt t vorhandene Kohlenstoffmasse bezogen sind.

Die Verbrennung von hochreaktivem Holzkoks ist nur bis ca. 300 °C chemisch limitiert. Im Bereich der Limitierung durch Porendiffusion gilt für die effektive Reaktionsgeschwindigkeit

$$k_{\text{Koks,Oxi,eff}} = \eta \cdot k_{\text{Koks,Oxi}} \quad (\text{Gl. 3.89}).$$

Wird die Reaktion bei höheren Temperaturen nur noch durch den äußeren Stofftransport limitiert, kann die Eduktkonzentration an der Phasengrenzfläche gleich null gesetzt werden; entsprechend ergibt sich der Reaktionsgeschwindigkeitskoeffizient:

$$k_{\text{Koks,Oxi,eff}} \cdot C_{\text{O}_2,\infty}^v = \beta \cdot a_{\text{Koks}} \cdot (C_{\text{O}_2,\infty} - C_{\text{O}_2,\text{Ph}}) \quad (\text{Gl. 3.90}),$$

$$k_{\text{Koks,Oxi,eff}} = \beta \cdot a_{\text{Koks}} \cdot C_{\text{O}_2,\infty}^{1-v} \quad (\text{Gl. 3.91}).$$

Diffusionsvorgänge und die eigentliche chemische Reaktion sind als in Reihe geschaltete Widerstände zu betrachten. Für den gesamten Temperaturbereich ergibt sich für den effektiven Reaktionsgeschwindigkeitskoeffizienten

$$k_{\text{Koks,Oxi,eff}} = \frac{1}{\frac{1}{\beta \cdot a_{\text{Koks}} \cdot C_{\text{O}_2,\infty}^{1-v}} + \frac{1}{\eta \cdot k_{\text{Koks,Oxi}}}} \quad (\text{Gl. 3.92}).$$

Zur Beschreibung der Grenzschichtdiffusion werden die spezifische äußere Oberfläche und der Stoffübergangskoeffizient benötigt. Für den Fall poröser kugelförmiger Brennstoffpartikel ergibt sich die spezifische äußere Oberfläche zu

$$a_{\text{Koks}} = \frac{A_{\text{Koks}}}{m_{\text{Koks}}} = \frac{\pi \cdot d_{\text{Koks}}^2}{\frac{1}{6} \pi \cdot d_{\text{Koks}}^3 \cdot \rho_{\text{Koks}}} = \frac{6}{d_{\text{Koks}} \cdot \rho_{\text{Koks}}} \quad \text{in } \text{m}^2/\text{kg}_{\text{Koks}} \quad (\text{Gl. 3.93}).$$

Der Stoffübergangskoeffizient ergibt sich zu

$$\beta = \frac{\text{Sh} \cdot D_{\text{O}_2, \text{N}_2}}{d_{\text{Koks}}} \quad (\text{Gl. 3.94}).$$

Für die Berechnung des darin enthaltenen binären Diffusionskoeffizienten wird auf die Bestimmungsgleichung von FIELD et al. (1967)

$$D_{\text{O}_2, \text{N}_2} = 3,13 \cdot 10^{-4} \left(\frac{T}{1500} \right)^{1,75} \cdot \left(\frac{p_0}{p} \right) \quad (\text{Gl. 3.95})$$

zurückgegriffen. Die in dieser Gleichung verwendete Temperatur der Grenzschicht ergibt sich näherungsweise aus dem arithmetischen Mittel von Kokspartikel- und Umgebungstemperatur. Zur Berechnung der SHERWOOD-Zahl werden die Gleichungen

$$\text{Sh} = \text{Sh}_{\min} + \sqrt{\text{Sh}_{\text{lam}}^2 + \text{Sh}_{\text{turb}}^2} \quad (\text{Gl. 3.96}),$$

$$\text{Sh}_{\min} = 2 \text{ (Kugel)} \quad (\text{Gl. 3.97}),$$

$$\text{Sh}_{\text{lam}} = 0,644 \text{ Re}^{0,5} \cdot \text{Sc}^{0,33} \quad (\text{Gl. 3.98}),$$

$$\text{Sh}_{\text{turb}} = \frac{0,037 \text{ Re}^{0,8} \cdot \text{Sc}}{1 + 2,443 \text{ Re}^{-0,1} \cdot (\text{Sc}^{0,66} - 1)} \quad (\text{Gl. 3.99})$$

mit

$$\text{Re} = \frac{|u_g - u_{\text{Koks}}| \cdot d_{\text{Koks}}}{\nu_g} \quad (\text{Gl. 3.100}),$$

$$\text{Sc} = \frac{\nu_g}{D_{\text{O}_2, \text{N}_2}} \quad (\text{Gl. 3.101})$$

verwendet, wobei in der rechentechnischen Umsetzung näherungsweise die kinematische Viskosität von Stickstoff verwendet wird.

Die Bestimmung des Porennutzungsgrades für poröse Kugeln nach FROMET und BISCHOFF (1979)

$$\eta = \frac{2}{\Phi} \left(\frac{1}{\tanh \Phi} - \frac{1}{\Phi} \right) \quad (\text{Gl. 3.102})$$

erfordert die Kenntnis des THIELE-Moduls (RUMPEL 2000)

$$\Phi = \frac{d_{\text{Koks}}}{2} \sqrt{\frac{\nu - 1}{2} \frac{k_{\text{Koks,oxi}} \cdot \rho_{\text{Koks}} \cdot C_{\text{O}_2, \text{Ph}}^{\nu-1}}{D_{\text{eff}}}} \quad (\text{Gl. 3.103}).$$

Eine genauere Betrachtung der Porendiffusion für die Verbrennung von Holzkoks in der Wirbelschicht bei 800 bis 900 °C ist aufgrund dessen geringen Einflusses nicht erforderlich.

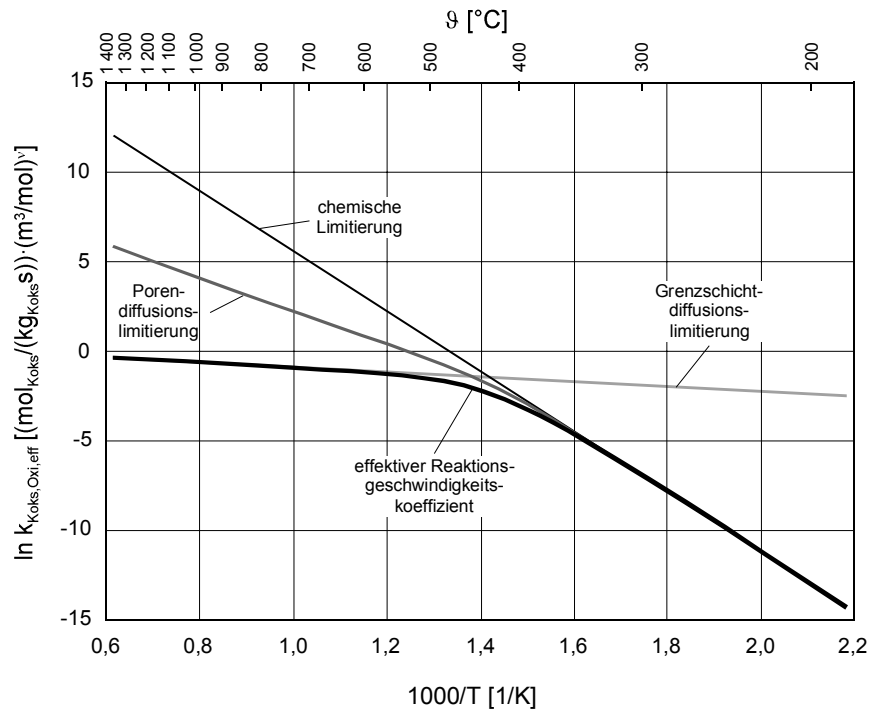


Abb. 3.17: Temperaturabhängige Darstellung der Reaktionsgeschwindigkeitskoeffizienten für die Oxidation von 5 mm – Holzkokskugeln in ruhendem Gas ($Sh = 2$) mit einem Sauerstoffgehalt von 21 Vol.-%

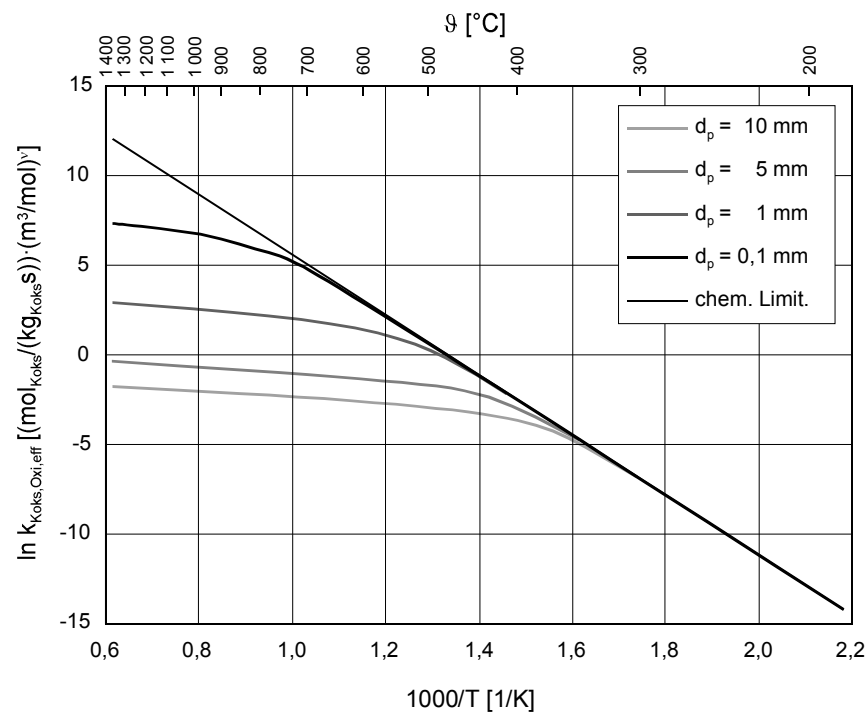


Abb. 3.18: Temperaturabhängige Darstellung der Reaktionsgeschwindigkeitskoeffizienten für die Oxidation von Holzkokskugeln in ruhendem Gas ($Sh = 2$) mit einem Sauerstoffgehalt von 21 Vol.-%

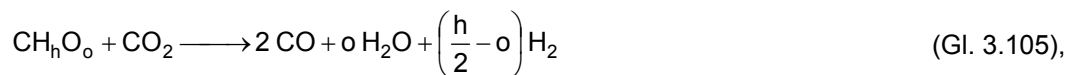
In der Abb. 3.17 (Seite 68) ist der Verlauf des effektiven Reaktionsgeschwindigkeitskoeffizienten für die Verbrennung einer 5 mm – Holzkokskugel in einem ruhenden Gas ($Sh = 2$) mit einem Sauerstoffgehalt von 21 Vol.-% dargestellt. Im unteren Temperaturbereich entspricht der Kurvenverlauf der chemischen Limitierung. Mit steigenden Temperaturen knickt der Kurvenverlauf aufgrund der Poren- und Grenzschichtdiffusion ab und wird bei höheren Temperaturen nur noch von der Grenzschichtdiffusion limitiert. Ab welcher Temperatur die Reaktionsgeschwindigkeit nur noch von der Grenzschichtdiffusion limitiert wird, hängt nur von der Partikelgröße und der Umströmgeschwindigkeit ab. Wie Abb. 3.18 (Seite 68) verdeutlicht, liegt für den im Modell betrachteten Temperaturbereich von 800 bis 900 °C bei Partikelgrößen größer als 5 mm Grenzschichtdiffusionslimitierung vor.

BOUDOUARD-Reaktion

Für die Modellierung der BOUDOUARD-Reaktion



die nach DI BLASI (2000) an die verwendete Koksmodellsubstanz angepasst ist



wird der globalkinetische Ansatz

$$\dot{r}_{\text{Boud}} = \frac{dm_{\text{Koks}}(t)}{dt} = -k_{\text{Boud}} \cdot m_{\text{Koks}}(t) \cdot M_{\text{Koks}} \cdot C_{CO_2}^v \quad \text{in } kg_{\text{Koks}} / s \quad (\text{Gl. 3.106})$$

mit den von RUMPEL (2000) ermittelten kinetischen Daten

$$k_{\text{Boud}} = 7,8 \cdot 10^{10} \exp\left(-\frac{244\,900}{R \cdot T_{\text{Koks}}}\right) \quad \text{in } \frac{mol_{\text{Koks}}}{kg_{\text{Koks}} s} \cdot \left(\frac{m^3}{mol_{CO_2}}\right)^v \quad (\text{Gl. 3.107}),$$

$$v = 0,13 \quad (\text{Gl. 3.108})$$

verwendet.

Diese Reaktion ist im Vergleich zum Umsatz mit Sauerstoff wesentlich reaktionsträger (im Bereich 800 bis 900 °C ca. vier Zehnerpotenzen geringere Reaktionsraten) und damit über weite Teile des für die autotherme Wirbelschichtvergasung relevanten Temperaturbereiches eindeutig chemisch limitiert, was die Darstellung des effektiven Reaktionsgeschwindigkeitskoeffizienten

$$k_{\text{Boud,eff}} = \frac{1}{\frac{1}{\beta \cdot a_{\text{Koks}} \cdot C_{CO_2,\infty}^{1-v}} + \frac{1}{\eta \cdot k_{\text{Boud}}}} \quad (\text{Gl. 3.109})$$

für verschiedene Kokspartikeldurchmesser in der Abb. 3.19 (Seite 70) verdeutlicht.

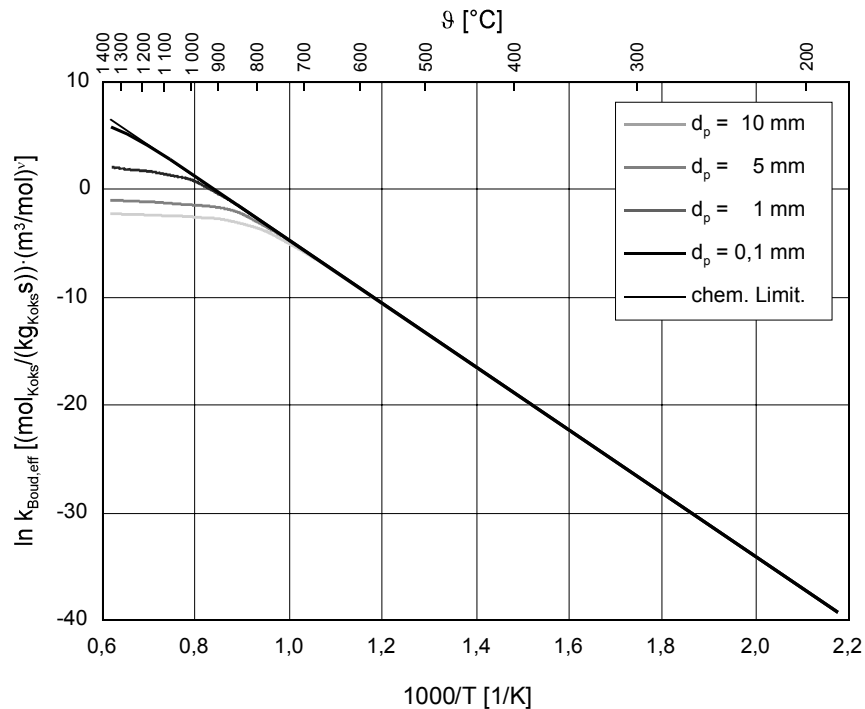


Abb. 3.19: Temperaturabhängige Darstellung der Reaktionsgeschwindigkeitskoeffizienten für die BOUDOUARD-Reaktion von Holzkokskugeln in ruhendem Gas ($Sh = 2$) mit einem Kohlendioxidgehalt von 20 Vol.-% (Porennutzungsgrad nach RUMPEL 2000 berechnet)

Unterstellt man eine weitere Verringerung des Einflusses der Diffusionslimitierung auf die Umsatzrate durch Erhöhung des Stofftransportes infolge der Partikelumströmung ($Sh > 2$), so ist es gerechtfertigt, bei der Modellierung der BOUDOUARD-Reaktion im Temperaturbereich bis 900 °C den Diffusionseinfluss zu vernachlässigen, wodurch der rechentechnische Aufwand reduziert wird.

Heterogene Wassergasreaktion



Die heterogene Wassergasreaktion (Gl. 3.110) ist im Temperaturbereich der autothermen Wirbelschichtvergasung (800 – 900 °C) extrem reaktionsträge, weshalb Diffusionsvorgänge als Reaktionswiderstand vernachlässigt werden können und die Reaktion somit auch auf der inneren Oberfläche (Porenoberfläche) der Kokspartikel abläuft. Demzufolge müsste die heterogene Wassergasreaktion mit dem Shrinking-Density-Modell modelliert werden, was aber die Kenntnis des „Partikelalters“ zur Beschreibung der Veränderung der Partikeldichte und inneren Oberfläche über die Umsatzzeit erfordert. Zusammen mit der Partikelgrößenverteilung potenziert sich damit der numerische Aufwand für ein derartiges Gesamtmodell. HAMEL (2001) hat dahingehend für die Kohlevergasung in der Wirbelschicht den Einfluss verschiedener Porenmodelle (Shrinking-Density-Modell und Shrinking-Particle-Modell) auf die Genauigkeit der Umsatzberechnung unter gleichzeitiger Berücksichtigung der Kohlenstoffoxidation und der homogenen und heterogenen Wassergasreaktion untersucht, wobei er Abweichungen von 1,5 bis 6,5 % ermittelte. Zieht man die Genauigkeit der in der Literatur veröffent-

lichten kinetischen Daten in Betracht (Abweichungen bis zu einer Zehnerpotenz für denselben Brennstoff), ist der Aufwand der Umsetzung eines Shrinking-Density-Modells nur für Einzelpartikelbetrachtungen oder zur Auswertung kinetischer Experimente gerechtfertigt. Für die Gesamtmodellierung von Vergasern genügt die Modellierung über das Shrinking-Particle-Modell, insbesondere wenn gleichzeitig schnellere Reaktionen (z.B. Kohlenstoffoxidation) ablaufen.

Der Kohlenstoffumsatz der heterogenen Wassergasreaktion wird im vorliegenden Modell nach HOBBS et al. (1992) über den Ansatz

$$\frac{dn_C}{dt} = -A_{Koks}(t) \cdot k_{hete\ WG} \cdot C_{H_2O} \quad (Gl. 3.111)$$

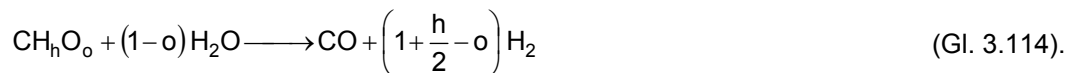
berechnet. Die Umsatzrate und der in (Gl. 3.111) enthaltene Reaktionsgeschwindigkeitskoeffizient

$$k_{hete\ WG} = 3,42 \cdot T_{Koks} \cdot \exp\left(-\frac{129\,700}{R \cdot T_{Koks}}\right) \quad \text{in } \frac{\text{mol}_{Koks}}{\text{m}_{Koks}^2 \text{s}} \cdot \frac{\text{m}^3}{\text{mol}_{H_2O}} \quad (Gl. 3.112)$$

ist auf die äußere Partikeloberfläche A_{Koks} normiert. Der Restkohlenstoffumsatz ergibt sich unter Berücksichtigung der Anpassung an das Koksmodell zu

$$\dot{r}_{hete\ WG} = -A_{Koks}(t) \cdot M_{Koks} \cdot k_{hete\ WG} \cdot C_{H_2O} \quad \text{in } \text{kg}_{Koks} / \text{s} \quad (Gl. 3.113).$$

Die Anpassung der Reaktionsgleichung erfolgt in Anlehnung an DI BLASI (2000) zu



Heterogene Methanbildung



Die heterogene Methanbildungsreaktion (hydrierende Vergasung, (Gl. 3.115), angepasst an das verwendete Koksmodell nach DI BLASI 2000 (Gl. 3.116)), wird nach HOBBS et al. (1992) wie die heterogene Wassergasreaktion nach dem Ansatz

$$\dot{r}_{hete\ MB} = -A_{Koks}(t) \cdot M_{Koks} \cdot k_{hete\ MB} \cdot C_{H_2} \quad \text{in } \text{kg}_{Koks} / \text{s} \quad (Gl. 3.117),$$

jedoch mit einem um drei Zehnerpotenzen geringeren Reaktionsgeschwindigkeitskoeffizienten von

$$k_{hete\ MB} = 0,003\,42 \cdot T_{Koks} \cdot \exp\left(-\frac{129\,700}{R \cdot T_{Koks}}\right) \quad \text{in } \frac{\text{mol}_{Koks}}{\text{m}_{Koks}^2 \text{s}} \cdot \frac{\text{m}^3}{\text{mol}_{H_2}} \quad (Gl. 3.118)$$

berechnet.

Kohlenmonoxid-Oxidation

HOWARD et al. (1973) untersuchten die Kohlenmonoxidverbrennung



im Temperaturbereich von 600 bis 2 000 °C und stellten die Abhängigkeit des Umsatzes von der Konzentration des Kohlenmonoxids, Sauerstoffs und Wasserdampfes heraus. Über den daraus abgeleiteten globalkinetischen Ansatz

$$\frac{dC_{\text{CO}}}{dt} = -k_{\text{CO}} \cdot C_{\text{CO}} \cdot C_{\text{O}_2}^{0,5} \cdot C_{\text{H}_2\text{O}}^{0,5} \quad (\text{Gl. 3.120})$$

wird die Reaktionsrate über

$$\dot{r}_{\text{CO,Oxi}} = -k_{\text{CO}} \cdot V_g \cdot C_{\text{CO}} \cdot C_{\text{O}_2}^{0,5} \cdot C_{\text{H}_2\text{O}}^{0,5} \quad \text{in mol}_{\text{CO}} / \text{s} \quad (\text{Gl. 3.121})$$

mit dem Reaktionsgeschwindigkeitskoeffizienten

$$k_{\text{CO,Oxi}} = 1,3 \cdot 10^8 \exp\left(-\frac{125\,600}{R \cdot T}\right) \quad \text{in } \frac{\text{mol}_{\text{CO}}}{\text{m}^3 \text{s}} \cdot \left(\frac{\text{m}^3}{\text{mol}}\right)^2 \quad (\text{Gl. 3.122})$$

berechnet.

Wasserstoff-Oxidation

Die Modellierung der Wasserstoffoxidation



erfolgt nach JENSEN et al. (1995) mit dem globalkinetischen Ansatz

$$\frac{dC_{\text{H}_2}}{dt} = -k_{\text{H}_2} \cdot C_{\text{H}_2}^{3/2} \cdot C_{\text{O}_2} \quad (\text{Gl. 3.124}),$$

$$\dot{r}_{\text{H}_2,\text{Oxi}} = -k_{\text{H}_2} \cdot V_g \cdot C_{\text{H}_2}^{3/2} \cdot C_{\text{O}_2} \quad \text{in mol}_{\text{H}_2} / \text{s} \quad (\text{Gl. 3.125})$$

und den reaktionskinetischen Daten

$$k_{\text{H}_2} = 1,631 \cdot 10^9 T^{3/2} \cdot \exp\left(-\frac{28\,435}{R \cdot T}\right) \quad \text{in } \frac{\text{mol}_{\text{H}_2}}{\text{m}^3 \text{s}} \cdot \left(\frac{\text{m}^3}{\text{mol}}\right)^{2,5} \quad (\text{Gl. 3.126}).$$

Methan-Teiloxidation

Die Berechnung der Methan-Teiloxidation



erfolgt nach dem von DE SOUZA-SANTOS (1989) veröffentlichten globalkinetischen Ansatz

$$\frac{dC_{\text{CH}_4}}{dt} = -k_{\text{CH}_4, \text{Oxi}} \cdot C_{\text{CH}_4} \cdot C_{\text{O}_2} \quad (\text{Gl. 3.128}),$$

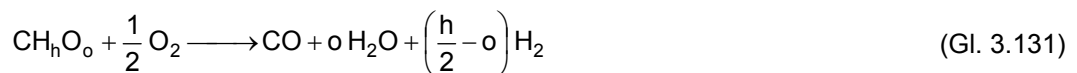
$$\dot{r}_{\text{CH}_4, \text{Oxi}} = -k_{\text{CH}_4, \text{Oxi}} \cdot V_g \cdot C_{\text{CH}_4} \cdot C_{\text{O}_2} \quad \text{in mol}_{\text{CH}_4} / \text{s} \quad (\text{Gl. 3.129})$$

und den reaktionskinetischen Daten

$$k_{\text{CH}_4, \text{Oxi}} = 3,552 \cdot 10^{11} \text{ T}^{-1} \cdot \exp\left(-\frac{130\,536}{R \cdot T}\right) \quad \text{in } \frac{\text{mol}_{\text{CH}_4}}{\text{m}^3 \text{s}} \cdot \left(\frac{\text{m}^3}{\text{mol}}\right)^2 \quad (\text{Gl. 3.130}).$$

Teer-Teiloxidation

Für die Modellierung der Teiloxidation beider Modellteere nach



wird der globalkinetische Ansatz

$$\frac{dC_{\text{Teer}}}{dt} = -k_{\text{Teer, Oxi}} \cdot p^{0,3} \cdot C_{\text{Teer}}^{0,5} \cdot C_{\text{O}_2} \quad (\text{Gl. 3.132}),$$

$$\dot{r}_{\text{Teer, Oxi}} = -k_{\text{Teer, Oxi}} \cdot M_{\text{Teer}} \cdot V_g \cdot p^{0,3} \cdot C_{\text{Teer}}^{0,5} \cdot C_{\text{O}_2} \quad \text{in kg}_{\text{Teer}} / \text{s} \quad (\text{Gl. 3.133})$$

von SIMINSKI et al. (1972) mit den kinetischen Daten für aromatische Kohlenwasserstoffe

$$k_{\text{Teer, Oxi}} = 20\,700 \text{ T} \cdot \exp\left(-\frac{80\,234}{R \cdot T}\right) \quad \text{in } \frac{\text{mol}_{\text{Teer}}}{\text{m}^3 \text{s Pa}^{0,3}} \cdot \left(\frac{\text{m}^3}{\text{mol}}\right)^{1,5} \quad (\text{Gl. 3.134})$$

verwendet. Zur Berechnung der Teerkonzentrationen bzw. der aus den Reaktionsumsätzen resultierenden Teermassenverluste wird nach von HORNE und WILLIAMS (1996) für beide Modellteere die molare Masse des Phenols zugrunde gelegt.

Thermische Teerzersetzung

Bei der Modellierung der thermischen Teerzersetzung werden sowohl das unterschiedliche Zersetzungsverhalten der beiden modellierten Teerklassen als auch der Einfluss katalytisch wirksamer Feststoffe (Bettmaterial, Koks) berücksichtigt. Zum katalytischen Einfluss existiert eine Vielzahl von Untersuchungen mit verschiedensten Feststoffen (Tab. 3.6).

Tab. 3.6: Literatúrauswahl von Kinetiken für die durch Feststoffe beschleunigte Teerzersetzung (Reaktionsansätze 1. Ordnung)

Quelle	katalytische Substanz	Reaktor	Temperatur	Modellsubstanz	Frequenzfaktor	Aktivierungsenergie
BAJOHR et al. 2002	Holzkohle	Festbett	647 - 832 °C	Naphthalen	$6,2 \cdot 10^6$	166 kJ/mol
	Hochofenkoks		928 - 1 068 °C		$3,5 \cdot 10^{14} \text{ m}^3_{\text{i.N.}}/\text{kg s}$	403 kJ/mol
CORELLA et al. 1991	Sand	Wirbelschicht	600 - 740 °C	Rohgas	$7,5 \cdot 10^{-4} (\text{s kg})^{-1}$	5,9 kJ/mol
			740 - 900 °C		$0,7 (\text{s kg})^{-1}$	63,1 kJ/mol
DELGADO et al. 1997	Dolomit	Wirbelschicht	780 - 910 °C	Rohgas	$1\,960 \text{ m}^3_{\text{i.N.}}/\text{kg h}$	42 kJ/mol
	Magnesit				$1\,460 \text{ m}^3_{\text{i.N.}}/\text{kg h}$	42 kJ/mol
	Calzit				$1\,280 \text{ m}^3_{\text{i.N.}}/\text{kg h}$	42 kJ/mol
ORIO et al. 1997	Dolomit	Festbett	780 - 920 °C	Rohgas	$1,24 \cdot 10^6$ bis $1,51 \cdot 10^6 \text{ m}^3/\text{kg h}$	100 kJ/mol
SIMELL 1996	Dolomit	Festbett	550 - 950 °C	Rohgas	$1,5 \cdot 10^{10} \text{ s}^{-1} \text{ kg}^{-1}$	252 kJ/mol
TARALAS und KONTOMINAS 2004	Brandkalk	Festbett	650 - 850 °C	Toluen	$5,5 \cdot 10^9 \text{ s}^{-1}$	196 kJ/mol
	Magnesiumoxid				$8,0 \cdot 10^6 \text{ s}^{-1}$	147 kJ/mol
	Dolomit				$1,6 \cdot 10^6 \text{ s}^{-1}$	123 kJ/mol
	Ni-Mo-Kat				$2,3 \cdot 10^3 \text{ s}^{-1}$	56 kJ/mol
VAN DEN AARSEN 1985	Al_2O_3	Wirbelschicht	700 - 950 °C	Rohgas	$3,7 \cdot 10^7 \text{ m}^3/\text{m}^3_{\text{Bett s}}$	118,9 kJ/mol

Für den Fall der Verwendung von Quarzsand als Bettmaterial wird für den thermisch-katalytischen Teerabbau in der Suspensionsphase der Wirbelschicht die Kinetik von CORELLA et al. (1991) mit dem Ansatz

$$\dot{r}_{\text{Teer,kat}} = \frac{dm_{\text{Teer}}}{dt} = -k_{\text{Teer,kat}} \cdot m_{\text{Bett}} \cdot X_{\text{Teer}} \cdot \frac{T_0}{T_{\text{WS}}} \quad \text{in } \text{kg}_{\text{Teer}} / \text{s} \quad (\text{Gl. 3.135})$$

und den kinetischen Daten für den Temperaturbereich von 740 bis 900 °C

$$k_{\text{Teer,kat}} = 0,7 \exp\left(-\frac{63\,100}{R \cdot T}\right) \quad \text{in } \frac{\text{m}^3}{\text{kg}_{\text{Bett s}}} \quad (\text{Gl. 3.136})$$

für beide Modellteerklassen verwendet. Bei Verwendung eines anderen Bettmaterials müssen entsprechende kinetische Daten für die Modellierung verwendet werden (Tab. 3.6). Die Bezeichnung Inertbettmaterial wäre hier falsch, da bereits die Anwesenheit eines Feststoffes die Teerabbaureaktion beschleunigt.

Für die Modellierung der thermisch-homogenen Teerzersetzung in der feststofffreien Blasenphase der Wirbelschicht und im feststoffarmen Freiraumbereich wird auf die Arbeiten von RATH und STAUDINGER (RATH und STAUDINGER 2001, RATH 2002) zurückgegriffen, die ein unterschiedliches thermisches Verhalten der Teerklassen postulieren. Für die reaktive Teerkategorie (Teer 1) wird der Umsatz gemäß dem Ansatz

$$\dot{r}_{\text{Teer, homo}} = \frac{dm_{\text{Teer}}}{dt} = -k_{\text{Teer, homo}} \cdot X_{\text{Teer}} \cdot V_g \quad \text{in kg}_{\text{Teer}} / \text{s} \quad (\text{Gl. 3.137})$$

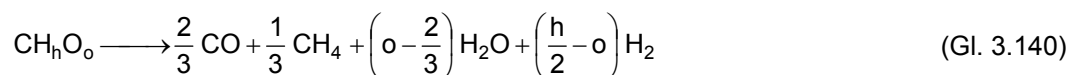
und den kinetischen Daten

$$k_{\text{Teer 1, homo}} = 3\,076 \exp\left(-\frac{66\,300}{R \cdot T}\right) \quad \text{in 1/s} \quad (\text{Gl. 3.138})$$

berechnet. Für die reaktionsträge Teerkategorie (Teer 2) wird angenommen, dass diese thermisch so stabil ist, dass sie ohne Feststoffkontakt nicht thermisch umgesetzt wird. Dementsprechend sind die kinetischen Daten für diese Teerkategorie

$$k_{\text{Teer 2, homo}} = 0 \quad (\text{Gl. 3.139}).$$

Eine Schwierigkeit besteht in der Formulierung einer globalen Reaktionsgleichung für die thermische Teerzersetzung. So mussten beispielsweise GARCIA und HÜTTINGER (1989) bei Zersetzungsversuchen mit reinem Naphthalen als Teermodellsubstanz feststellen, dass es aufgrund der vielen Abbauprodukte nicht möglich ist, eine oder zumindest wesentliche Zersetzungsreaktionen mit eindeutigen Stöchiometrien zu formulieren. Für reale Teere, bestehend aus einer Vielzahl von Substanzen mit teilweise unterschiedlichem Zersetzungsverhalten, scheint dieses Unterfangen aussichtslos. Deshalb wird im vorliegenden Modell für beide Teerkategorien von der hypothetischen Umsatzformel



ausgegangen, die sich an den von DE SOUZA-SANTOS (1989) und DI BLASI (2000) verwendeten Umsatzformeln orientiert.

Die Plausibilität der Umsatzformel (Gl. 3.140) kann mit den in Abb. 3.20 (Seite 76) dargestellten Messergebnissen von MORF (2001) belegt werden. In dieser Darstellung ist die Permanentgasausbeute eines realen Holzpyrolysegases in Abhängigkeit von der Temperatur einer thermisch-homogenen Teerzersetzung dargestellt. Die Werte bei 450 °C entsprechen dabei der primären Pyrolysegasausbeute, während die Zuwächse bei höheren Temperaturen den Reaktionsprodukten der Teerzersetzung entsprechen. Das aus dieser Abbildung im Bereich von 800 bis 900 °C ableitbare prozentuale Verhältnis der Teerabbauprodukte untereinander stimmt gut mit dem prozentualen Verhältnis der Permanentgase in (Gl. 3.140) überein.

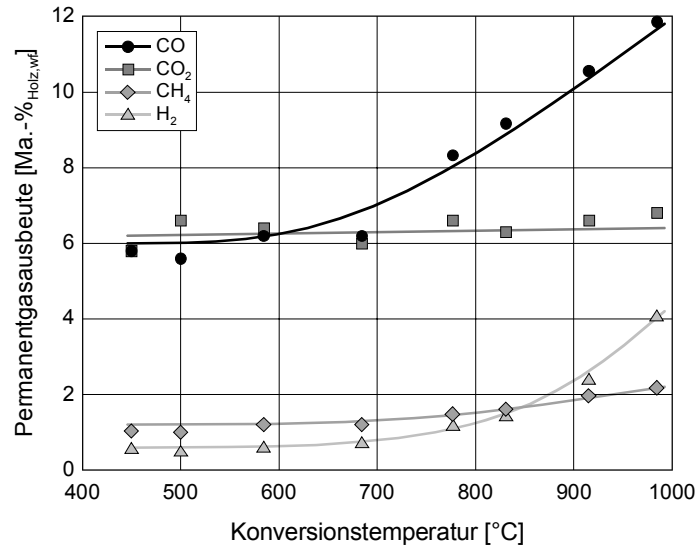


Abb. 3.20: Permanentgasausbeute der thermisch-homogenen Teerkonversion von Holzpyrolysegas (bezogen auf die eingesetzte Holzmenge, MORF 2001)

Homogene Wassergasreaktion



YAN et al. (1998) berücksichtigten für die Modellierung der homogenen Wassergasreaktion bei der Vergasung von Kohlen in stationären Wirbelschichten getrennte Kinetiken für den feststofffreien und feststoffhaltigen Bereich. Für Ersteren verwendeten sie den Ansatz

$$\frac{dC_{\text{CO}}}{dt} = -k_{\text{homo WG,b}} \cdot \left(C_{\text{CO}} \cdot C_{\text{H}_2\text{O}} - \frac{C_{\text{CO}_2} \cdot C_{\text{H}_2}}{K_{\text{homo WG}}} \right) \quad (\text{Gl. 3.142}),$$

$$\dot{r}_{\text{homo WG,b}} = -k_{\text{homo WG,b}} \cdot V_g \cdot \left(C_{\text{CO}} \cdot C_{\text{H}_2\text{O}} - \frac{C_{\text{CO}_2} \cdot C_{\text{H}_2}}{K_{\text{homo WG}}} \right) \quad \text{in mol}_{\text{CO}}/\text{s} \quad (\text{Gl. 3.143})$$

mit den kinetischen Parametern von KARIM und MOHINDRA (1974)

$$k_{\text{homo WG,b}} = 2,978 \cdot 10^{-10} \exp\left(-\frac{44\,388}{T}\right) \quad \text{in } \frac{\text{mol}_{\text{CO}}}{\text{m}^3\text{s}} \cdot \left(\frac{\text{m}^3}{\text{mol}}\right)^2 \quad (\text{Gl. 3.144}).$$

Dieser Ansatz, in dem auch die Gleichgewichtshemmung zum Ausdruck kommt, wird im vorliegenden Modell für die Berechnung der homogenen Wassergasreaktion in der Blasenphase der Wirbelschicht und im Freiraumbereich unter Nutzung der Näherungsgleichung für die Gleichgewichtszahl

$$K_{\text{homo WG}} = 35,715 \exp\left(-\frac{32\,000}{R \cdot T}\right) \quad (\text{Gl. 3.145})$$

nach SPECHT (2000) verwendet. Für die Suspensionsphase der Wirbelschicht wird unter Berücksichtigung der katalytischen Aktivität des Bettmaterials und der Brennstoffasche auf die homogene Wassergasreaktion der Ansatz

$$\dot{r}_{\text{hom o WG,d}} = -m_{\text{Bett}} \cdot k_{\text{hom o WG,d}} \cdot \left(p_{\text{CO}} \cdot p_{\text{H}_2\text{O}} - \frac{p_{\text{H}_2} \cdot p_{\text{CO}_2}}{K_{\text{hom o WG}}} \right) \quad \text{in mol}_{\text{CO}} / \text{s} \quad (\text{Gl. 3.146})$$

von CHEN et al. (1987) unter Nutzung der kinetischen Parameter

$$k_{\text{hom o WG,d}} = 8,82 \cdot 10^{-7} \exp\left(-\frac{90853}{T}\right) \quad \text{in } \frac{\text{mol}_{\text{CO}}}{\text{kg}_{\text{Bett}} \text{Pa}^2 \text{s}} \quad (\text{Gl. 3.147})$$

verwendet.

Methan-Reformierung

Die Methanreformierung



besitzt nur bei Vorhandensein katalytisch wirksamer Feststoffe (Bettasche, Bettmaterial, Katalysator) nennenswerte Reaktionsgeschwindigkeiten. Von CHEN et al. (1987) stammt der Kinetikansatz für die Methanreformierung in atmosphärischen Wirbelschichten

$$\dot{r}_{\text{CH}_4,\text{Ref}} = -k_{\text{CH}_4,\text{Ref}} \cdot p_{\text{CH}_4} \cdot m_{\text{Asche}} \quad \text{in mol}_{\text{CH}_4} / \text{s} \quad (\text{Gl. 3.149})$$

mit

$$k_{\text{CH}_4,\text{Ref}} = 6,113 \cdot 10^{-2} \exp\left(-\frac{137\,327}{R \cdot T}\right) \quad \text{in } \frac{\text{mol}_{\text{CH}_4}}{\text{kg}_{\text{Asche}} \text{Pa s}} \quad (\text{Gl. 3.150}).$$

Durch den Bezug auf die katalytisch wirksame Asche entfällt die Berücksichtigung der Methanbildung in feststofffreien Bereichen. In der Suspensionsphase des Wirbelbettes wird näherungsweise die Masse des Bettmaterials in (Gl. 3.149) verwendet. CHEN et al. (1987) führen weiter aus, dass die Reaktivität beim Einsatz von Katalysatoren um zwei Zehnerpotenzen höher ist.

3.2.7 Rechentechnische Modellumsetzung

Die rechentechnische Realisierung des in dieser Arbeit beschriebenen Modells erfolgte auf einem handelsüblichen Personalcomputer mittels der Programmiersprache Turbo Pascal. Wie aus Abb. 3.21 (Seite 78) ersichtlich, ist diese in einen Programmteil für den Wirbelschichtbereich und einen Programmteil für den Freiraumbereich unterteilt. Der Programmteil für den Wirbelschichtbereich beinhaltet

tet zwei Hauptiterationsschleifen zur Berechnung des Kohlenstoffinventars (Restkoks) und der Betttemperatur. Letztere ist an die Energiebilanz gekoppelt, welche wie im Abschnitt 3.2.3 beschrieben, gemeinsam für alle Bilanzräume des Wirbelschichtbereiches gelöst wird. Der Programmteil für den Freiraumbereich beinhaltet nur eine Hauptiterationsschleife zur Bestimmung der Temperatur, die aber für jeden Bilanzraum berechnet wird.

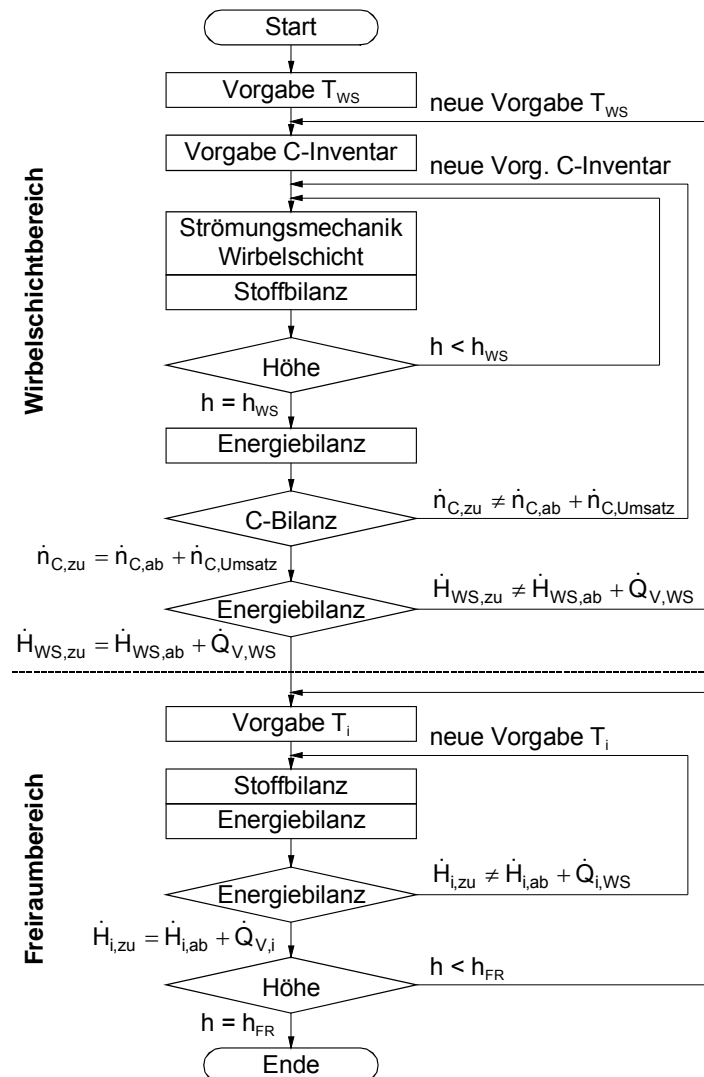


Abb. 3.21: Vereinfachter Programmablaufplan der rechentechnischen Modellumsetzung

Die Modellumsetzung mit der Programmiersprache Turbo Pascal stellt keine speziellen Anforderungen an die Rechentechnik. Prinzipiell ist jeder handelsübliche Personalcomputer mit Windows-Betriebssystem geeignet. Neben der Rechnerleistung hängen die Laufzeiten davon ab, ob das gesamte Programm abgearbeitet wird (Parameterstudien) oder ob die Betttemperatur-Iterationsschleife durch die Vorgabe einer gemessenen Wirbelbetttemperatur deaktiviert ist (Nachrechnung von Versuchen). Im letzteren Fall beträgt die Laufzeit für einen Standardversuch (Versuch 18-1) 1,5 Sekunden bei Verwendung eines Personalcomputers mit 2,4-GHz-Prozessor und 512 MB Arbeitsspeicher. Mit der Betttemperatur-Iterationsschleife verlängert sich die Laufzeit auf ca. 10 Sekunden. Diese Laufzeiten verlängern sich aufgrund einer starren Bettkohlenstoffinventar-Startvorgabe bei Betttemperaturen

unterhalb 800 °C. Die Betttemperatur- und Bettkohlenstoffinventar-Iterationsschleifen bestimmen dabei im Wesentlichen die Laufzeiten. Die Betttemperatur-Iterationsschleife wird 10 bis 15 mal durchlaufen, wobei jeweils die Bettkohlenstoffinventar-Iterationsschleife 10 bis 20 mal durchlaufen wird.

Die o.g. Laufzeiten und Iterationsschleifendurchläufe gelten für die Rechnungssteuerungsparameter:

- Bilanzräume im Wirbelschichtbereich: 50,
- Bilanzräume im Freiraumbereich: 50,
- Abbruchbedingung Wirbelbettkohlenstoffinventar-Iterationsschleife: 0,001 kg/s,
- Abbruchbedingung Wirbelbettenergiebilanz-Iterationsschleife: 0,1 kW,
- Abbruchbedingung Freiraumenergiebilanz-Iterationsschleifen: 0,0001 kW.

Da es sich bei der Modellumsetzung nicht um ein kommerzielles Programm handelt, wurden nur die eigentlichen Berechnungen mit Bildschirmausgaben wesentlicher Zwischenergebnisse realisiert. Diese sind beispielhaft für eine Versuchsnachrechnung im Anhang A.9 abgebildet (Abb. A.8 bis Abb. A.10). Die Eingaben erfolgen direkt in den Quelltext als Konstantendeklaration. Am Programmablaufende werden Temperatur, austretende Stoff- und Massenströme sowie Diffusionsströme und Reaktionsumätze für jeden Bilanzraum in einer Textdatei gespeichert. Diese Textdatei kann in handelsübliche Tabellenkalkulationsprogramme eingelesen werden, mit deren Hilfe die Berechnungsergebnisse graphisch und numerisch dargestellt werden können.

4 Wirbelschichtvergasungs-Versuchsanlage WSV 400

Zur Validierung des Berechnungsmodells wurde auf die in diesem Abschnitt beschriebene Versuchsanlage WSV 400 (Abb. 4.1) zurückgegriffen. Diese Anlage zur autothermen, atmosphärischen Luftvergasung von Holz und anderen biogenen Reststoffen wurde unter maßgeblicher Beteiligung des Autors errichtet und wird gemeinsam vom Fraunhofer Institut für Fabrikbetrieb und -automatisierung Magdeburg und dem Institut für Apparate- und Umwelttechnik der Otto-von-Guericke-Universität Magdeburg betrieben. Mit einer Nennleistung (Brennstoffleistung) von 150 kW (Arbeitsbereich 80 bis 200 kW) können an der Anlage Untersuchungen im Technikumsmaßstab durchgeführt werden, deren Ergebnisse direkt bei der Projektierung und Konstruktion kommerzieller Wirbelschichtvergasungsanlagen im Leistungsbereich von 1 bis 10 MW_{BRL} Verwendung finden können.

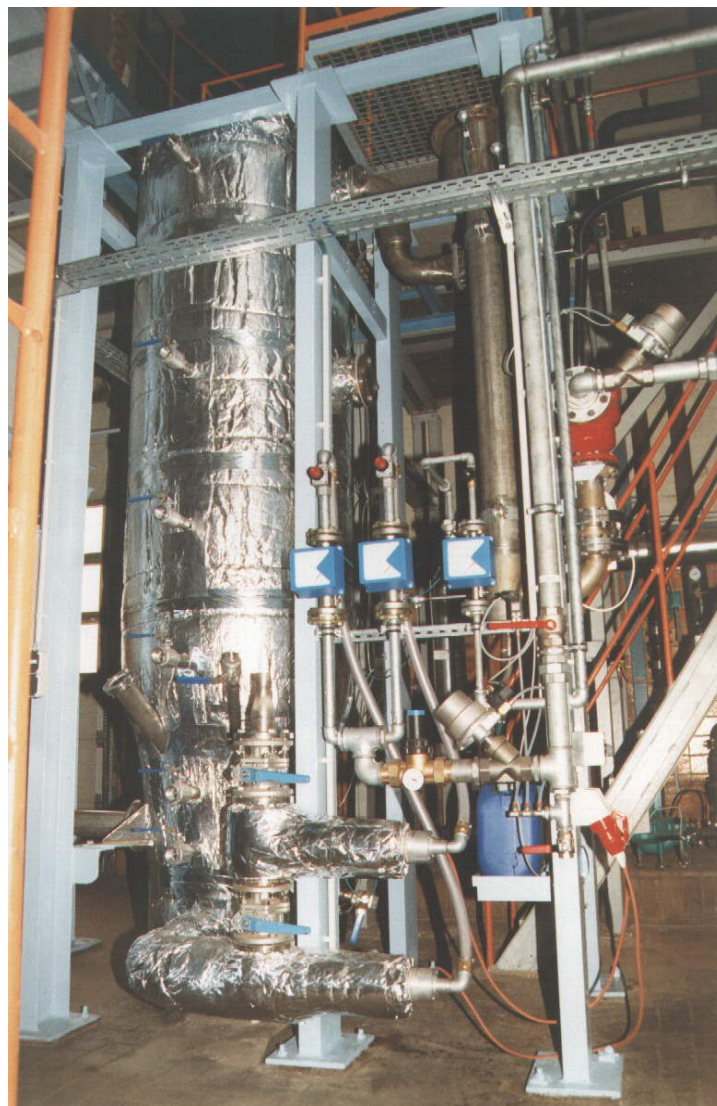


Abb. 4.1: Wirbelschichtvergasungs-Versuchsanlage WSV 400

4.1 Versuchsanlage

Die Wirbelschichtvergasungs-Versuchsanlage WSV 400 besteht neben dem eigentlichen Vergasungsreaktor aus den Hauptkomponenten Luftversorgung, Brennstoffdosierung, Brenngasgrobentstaubung, Brennkammer sowie der Messtechnik (Abb. 4.2).

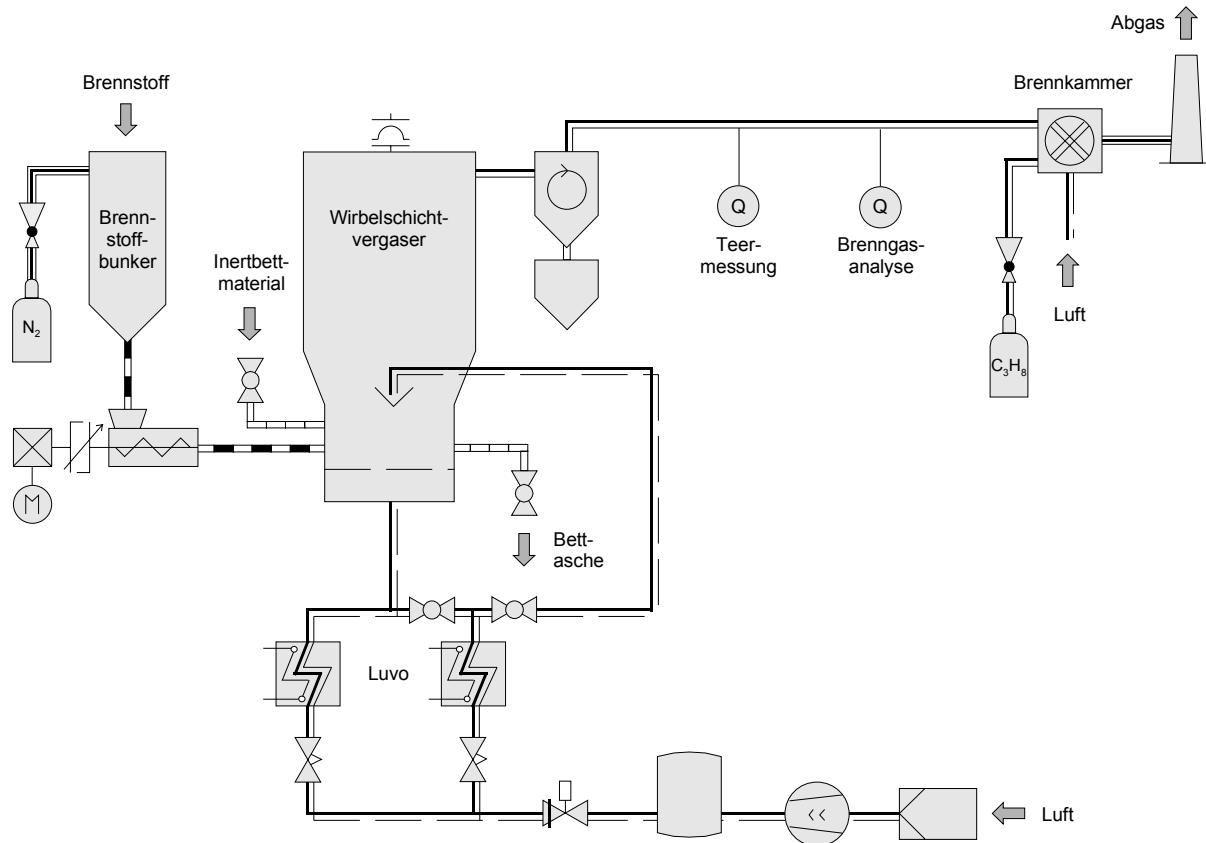


Abb. 4.2: Vereinfachtes Verfahrensfliessbild der Wirbelschichtvergasungs-Versuchsanlage WSV 400

Die Vergasungsluft wird von einem Kompressor bereitgestellt und über ein 7-bar-Druckluftnetz verteilt. Nach der Druckminderung steht die Luft der Vergasungsanlage zur Verfügung. Die Anlage besitzt zwei Luftstränge mit Regelventil, Durchflussmesser und elektrischen Luftvorwärmern mit je zwei Schaltstufen von 5,0 und 7,5 kW, womit Vorwärmtemperaturen bis 800 °C erreicht werden können. Über heißgehende Kugelhähne können beide Stränge zusammengeschaltet oder getrennt zur Primär- und Sekundärlufteinblasung genutzt werden, wobei die Sekundärlufteinblasung über einen der Probenahmestutzen am Vergaser erfolgt. Des Weiteren werden die für den Betrieb der Anlage benötigten Hilfluftströme (für Sicherheitsventile und Schauglasspülung) vom Kompressor bereitgestellt.

Der Brennstoff für den Tagesverbrauch wird in einem 1,5 m³ fassenden Bunker gespeichert, der aus Sicherheitsgründen gasdicht verschlossen und mit technischem Stickstoff inertisiert wird. Das Fassungsvermögen des Brennstoffbunkers erfordert beim normalen Versuchsbetrieb (vier bis sechs Stunden Betrieb im Vergasungsmodus pro Versuchstag) keine Nachfüllung. An diesen Bunker ist direkt

eine Eintragsschnecke (Hohlschnecke, $\varnothing 90$ mm) montiert, welche, angetrieben durch einen frequenzgesteuerten Motor, den Brennstoff in den Vergaser dosiert. Zur Verhinderung von Brückenbildungen und Verstopfungen besitzt die Eintragsschnecke im Einlaufrichter ein Stachelrührwerk. Das Schneckenrohr ist wassergekühlt, da es mit heißgehenden Teilen des Vergasungsreaktors verbunden ist. Die Kontrolle des Bunkerfüllstandes erfolgt über zwei Schauöffnungen.

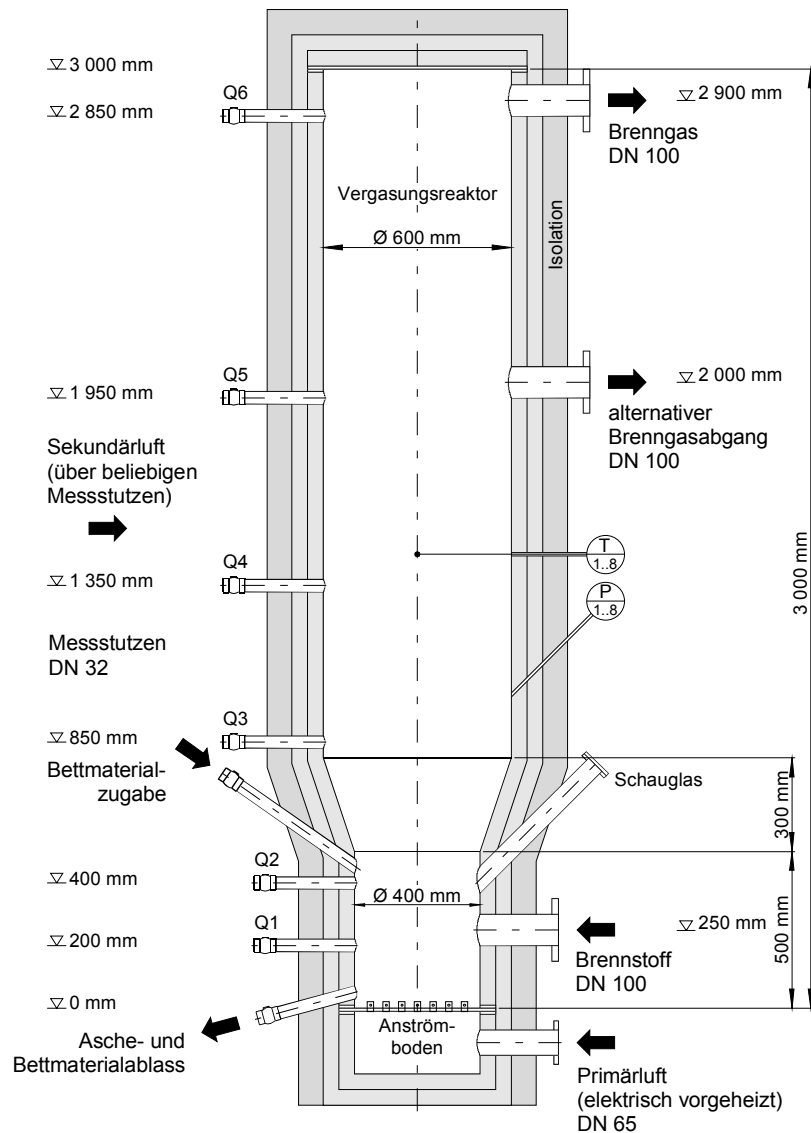


Abb. 4.3: Schnittdarstellung des Vergasungsreaktors der WSV 400-Versuchsanlage

Kernstück der Anlage ist der in Abb. 4.3 dargestellte Vergasungsreaktor. Im Inneren des Reaktors wird eine atmosphärische blasenbildende Wirbelschicht erzeugt, in der der Brennstoff bei Temperaturen zwischen 750 und 950 °C autotherm vergast wird. Der Reaktor besitzt einen runden Querschnitt mit einem Durchmesser von 400 mm im Wirbelschicht- und 600 mm im Freiraumbereich. Die Höhe des Reaktors beträgt 3 000 mm über Anströmboden, wobei der Wirbelschichtbereich 500 mm hoch ist. Der Reaktor besteht aus hochwarmfestem Edelstahl und ist zur Umgebung mineralisch wärmegeklämt (Tab. 4.1, Seite 84). Bettmaterial (Quarzsand) wird über einen 1¼"-Stutzen zugegeben und kann über einen weiteren 1¼"-Stutzen direkt über dem Anströmboden zusammen mit der Bettasche

abgelassen werden. Weitere sechs 1¼“-Stützen erlauben eine direkte Gasprobennahme im Reaktionsraum bzw. dienen der optionalen Sekundärluftzufuhr. Zur Temperatur- und Druckmessung sind jeweils acht Messstutzen über die Reaktorhöhe angeordnet. Der Anströmboden ist als Düsenboden ausgeführt und besteht aus 44 in gleichmäßiger quadratischer Teilung angeordneter Düsen mit jeweils vier Düsenbohrungen mit 2 mm Durchmesser (siehe Anhang A.3, Abb. A.3). Die Wirbelschicht kann während des Betriebes über ein Schauglas beobachtet werden, was zur Verhinderung von Verschmutzungen mit Luft oder technischem Stickstoff gespült wird.

Tab. 4.1: Schichtenaufbau der Reaktorwand (von innen nach außen, weitere Daten im Anhang A.3)

Schicht	Material	Stärke
Stahlwand	X 10 Cr Al 18 (1.4742)	5 mm
1. Wärmedämmschicht	Keramikfaser-Blanket 128/1400	38 mm
2. Wärmedämmschicht	Keramikfaser-Blanket 128/1400	38 mm
3. Wärmedämmschicht	Brandschutzmatte RBM	60 mm
Außenhülle	selbstklebende Aluminiumfolie	0,03 mm

Wie aus Abb. 4.2 (Seite 82) ersichtlich, wird das Brenngas im oberen Teil des Vergasungsreaktors abgezogen. Im nachgeschalteten Zyklon (siehe Anhang A.3, Abb. A.4) erfolgt die Abscheidung von Flugasche- und Restkokspartikeln mit Durchmessern größer als ca. 12 µm.

Das in der Versuchsanlage aus fester Biomasse generierte Brenngas eignet sich aufgrund der Teer- und Feinstaubbelastung sowie der hohen Temperatur noch nicht für die Verwendung in Verbrennungsmotoren. Deshalb wird das Brenngas in einer Brennkammer verbrannt und die entstehenden Abgase über einen Kamin abgeleitet. Die Zündung der Brenngase wird durch einen Propangas-Zündbrenner mit Zündüberwachung (Ionisation) sichergestellt. Durch die Anbindung der Brennkammer über eine heißgehende Brenngasleitung werden Ablagerungen infolge von Teerkondensation in dieser vermieden. In der Brenngasleitung sind die im folgenden Abschnitt beschriebenen Messstellen für die Brenngaszusammensetzung und die Teerbelastung integriert. Um Überhitzungen der Brennkammer zu vermeiden, ist diese mit einer Luft-Zwangskühlung ausgestattet. Die wesentlichen Betriebsparameter der Versuchsanlage sind in folgender Tabelle zusammengefasst.

Tab. 4.2: Betriebsparameter der Wirbelschichtvergasungs-Versuchsanlage WSV 400

Vergasungsverfahren	autotherme Wirbelschichtvergasung
Brennstoff	Holzhackschnitzel und Sägespäne, naturbelassen
Brennstoffmassenstrom	30 bis 50 kg/h (Holz, naturbelassen)
Brennstoffwassergehalt	10 bis 36 Ma.-% (stabiler autothermer Betrieb)
Brennstoffleistung	150 kW _{BRL} (Arbeitsbereich 80 – 200 kW _{BRL})
Flächenbelastung	1 200 kW _{BRL} /m ² (Arbeitsbereich 600 – 1 600 kW _{BRL} /m ²)
Vergasungsmittel	Luft, 30 bis 60 m ³ _{i.N.} /h
Vergasungstemperatur	750 bis 950 °C
Leerrohrgeschwindigkeit	0,25 bis 0,60 m/s

Der Betrieb von Vergasungsanlagen stellt im Vergleich zum Betrieb von Verbrennungsanlagen weit- aus höhere Anforderungen an die Sicherheitstechnik, was an der Explosionsfähigkeit und Toxizität des produzierten Brenngases liegt. So betragen die Explosionsgrenzen in Luft für Kohlenmonoxid 12,5 bis 74,0 Vol.-%, für Wasserstoff 4,0 bis 75,6 Vol.-% und für Methan 5,0 bis 15,0 Vol.-% (MENIG 1996). Das farb-, geruch- und geschmacklose Kohlenmonoxid ist hochgiftig. Konzentrationen von 0,1 Vol.-% in der Atemluft sind bei längerer Einatmung nach zunächst eintretender Bewusstlosigkeit tödlich. Chronische Erkrankungen treten beim langfristigen Einatmen auch kleiner Dosen über 0,01 Vol.-% auf (WILLMES 2001). Die maximale Arbeitsplatzkonzentration (MAK) für Kohlenmonoxid ist auf 30 ppm_v festgelegt (ANONYMUS 1993). Deshalb wird die Versuchshalle beim Betrieb der Vergasungsanlage zwangsbelüftet und die Atemluft im Bereich der Schalt- und Bedieneinrichtungen von einem separaten Gasanalysator überwacht. Darüber hinaus sind drei CO-Warngeräte im Bereich der Vergasungsanlage installiert. Beim dauerhaften Überschreiten des MAK-Wertes wird die Versuchsanlage abgeschaltet. Zur Verhinderung der Bildung explosionsfähiger Gasgemische innerhalb der Anlage, durch eindringende Falschluff, wird diese mit wenigen Millibar Überdruck betrieben.

4.2 Messtechnik

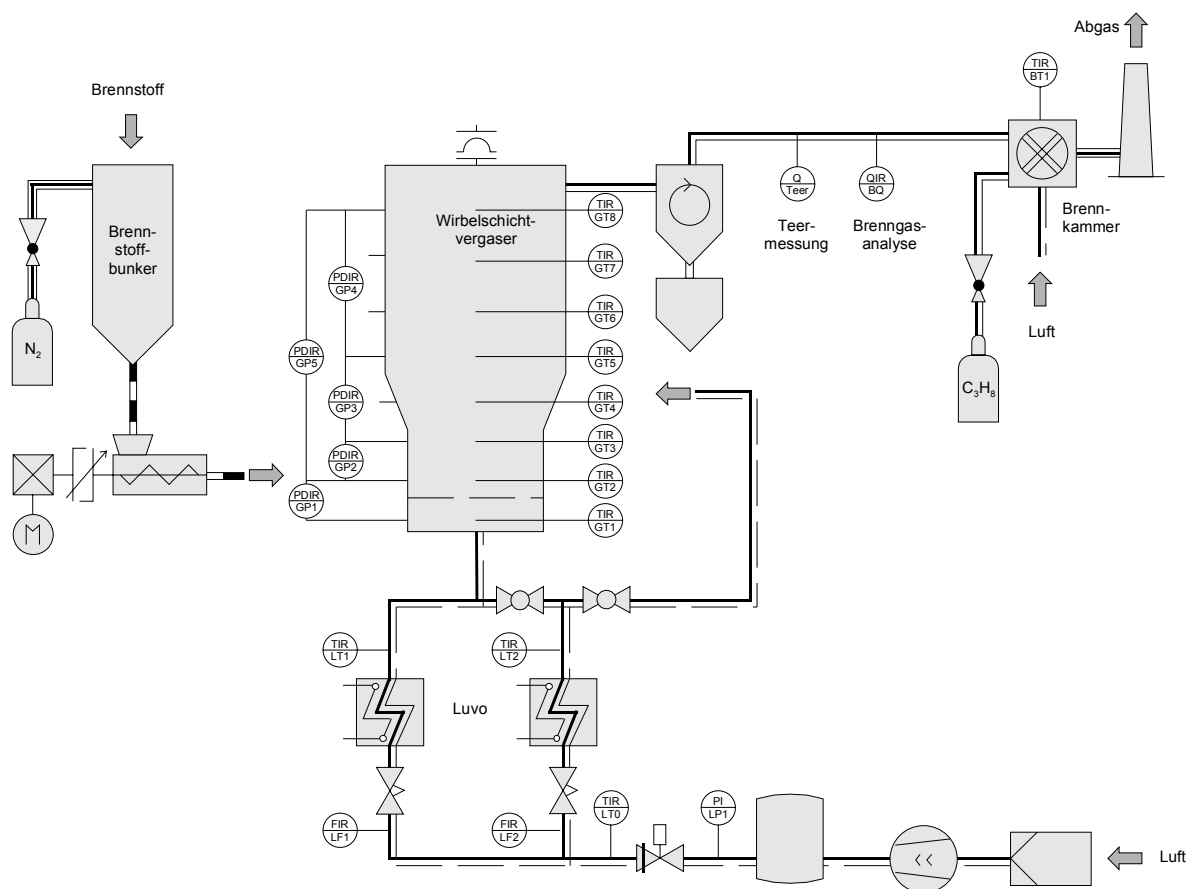


Abb. 4.4: Messstellenplan der Wirbelschichtvergasungs-Versuchsanlage WSV 400

Die messtechnische Ausstattung der Wirbelschichtvergasungs-Versuchsanlage WSV 400 besteht aus Luftdurchflussmessern, Thermoelementen, Drucksensoren, einem Gasanalysesystem zur Messung wesentlicher Permanentgaskonzentrationen sowie einem nasschemischen Teermesssystem. Der Messstellenplan ist in Abb. 4.4 (Seite 85) dargestellt. Abgesehen vom Teermesssystem werden alle Messdaten von einem Rechner erfasst, dargestellt und für die Versuchsauswertung gespeichert.

4.2.1 Temperaturmesstechnik

Die Temperaturmesstechnik besteht an der Versuchsanlage ausschließlich aus Mantelthermoelementen des Typ K (NiCr-Ni), Messbereich 0 bis 1 200 K, Genauigkeitsklasse 2. Für die Temperaturmessung im Vergaser werden Mantelthermoelemente mit 4 mm Durchmesser in einem Schutzrohr (6 mm Innen-, 8 mm Außendurchmesser) eingesetzt, alle anderen Temperaturmessstellen sind mit Mantelthermoelementen mit 3 mm Durchmesser bestückt (Tab. 4.3). Die Thermospannungen werden über Signalkonditionierungsmodule mit integrierter Vergleichsmessstelle sowie AD-Wandler umgeformt und vom Messwertrechner erfasst und angezeigt. Die Grenzabweichung für die Thermoelemente beträgt 0,75 Prozent des Messwertes, jedoch mindestens 2,5 K (Klasse 2), die der Ausgleichsleitung 2,5 K (Klasse 2). Für die Signalkonditionierung und -wandlung beträgt die Genauigkeit 1,2 K, wodurch in Summe bei einem Messwert von 850 °C mit einer Messabweichung von 10 K zu rechnen ist (ANONYMUS 2001).

Tab. 4.3: Temperaturmessstellen der Wirbelschichtvergasungs-Versuchsanlage WSV 400

Typ	Zeichen	Bezeichnung	Element-Typ	Position
TIR	LT0	Lufttemperatur	K (NiCr-Ni)	vor Luvo
TIR	LT1	Lufttemperatur	K (NiCr-Ni)	nach Luvo 1
TIR	LT2	Lufttemperatur	K (NiCr-Ni)	nach Luvo 2
TIR	GT1	Temperatur im Luftkasten	K (NiCr-Ni)	100 mm unter Anströmboden
TIR	GT2	Temperatur im Vergaser	K (NiCr-Ni)	50 mm über Anströmboden
TIR	GT3	Temperatur im Vergaser	K (NiCr-Ni)	250 mm über Anströmboden
TIR	GT4	Temperatur im Vergaser	K (NiCr-Ni)	450 mm über Anströmboden
TIR	GT5	Temperatur im Vergaser	K (NiCr-Ni)	900 mm über Anströmboden
TIR	GT6	Temperatur im Vergaser	K (NiCr-Ni)	1 400 mm über Anströmboden
TIR	GT7	Temperatur im Vergaser	K (NiCr-Ni)	2 000 mm über Anströmboden
TIR	GT8	Temperatur im Vergaser	K (NiCr-Ni)	2 900 mm über Anströmboden
TIR	BT1	Brennkammertemperatur	K (NiCr-Ni)	Brennkammer

4.2.2 Druckmesstechnik

Die Druckmesstechnik besteht aus einem Absolutdrucksensor in der Luftzuleitung und fünf Differenzdrucksensoren zur Messung der Druckverluste am Wirbelschichtvergasen (Tab. 4.4, Seite 87). Alle

verwendeten Drucksensoren sind piezoresistive Transmitter (Hersteller Honeywell), die mittels einer widerstandsbesetzten Halbleitermembran den auf diese wirkenden Druck (bzw. Druckdifferenz) in die elektrische Größe Widerstand umwandeln. Durch die Verschaltung der Widerstände zu einer Messbrücke kann proportional zum Druck eine Spannung abgegriffen, verstärkt und über AD-Wandler dem Messwertrechner zugänglich gemacht werden.

Tab. 4.4: Druckmesstechnik der Wirbelschichtvergasungs-Versuchsanlage WSV 400 (ANONYMUS 1992 B)

Typ	Zeichen	Bezeichnung / Position	Fabrikat	Messbereich	Messfehler ¹
PI	LP1	Druck im Druckluftnetz	Honeywell 242 PC 150 G	0 .. 10,34 bar	2,8 %
PDIR	GP1	Anströmbodendruckverlust -100 bis 50 mm über AB	Honeywell 143 PC 05 D	± 345 mbar	2,3 %
PDIR	GP2	Vergaserdruckverlust 50 bis 250 mm über AB	Honeywell 164 PC 01 D 37	0 .. 25 mbar	3,0 %
PDIR	GP3	Vergaserdruckverlust 250 bis 900 mm über AB	Honeywell 164 PC 01 D 37	0 .. 25 mbar	3,0 %
PDIR	GP4	Vergaserdruckverlust 900 bis 2 900 mm über AB	Honeywell 164 PC 01 D 37	0 .. 25 mbar	3,0 %
PDIR	GP5	Vergaserdruckverlust 50 bis 2 900 mm über AB	Honeywell 143 PC 05 D	± 345 mbar	2,3 %

¹ vom Messbereichsendwert

4.2.3 Durchflusmesstechnik

Mit den in Tab. 4.5 aufgeführten Durchflusmessern werden die beiden Luftvolumenströme erfasst. Es handelt sich dabei um Schwebekörper-Durchflussmesser der Fa. Krohne der Genauigkeitsklasse 1,6 mit 2-Leiter Transmitter zur Anbindung an die Messwerterfassung. Ein Brenngasdurchflussmesser ist nicht vorhanden, da für die Bedingungen an der Messstelle kein geeignetes Messgerät verfügbar ist. Neben den hohen Temperaturen (400 bis 500 °C) und dem Feinstaubgehalt ist insbesondere die Teerbeladung von bis über 10 g/m³_{i.N.} und die damit verbundene Belagbildung auf allen Rohrrinnenflächen und Einbauten als Hindernis für den Einsatz eines Messgerätes zur Bestimmung des Brenngasvolumenstroms zu nennen.

Tab. 4.5: Durchflusmesstechnik der Wirbelschichtvergasungs-Versuchsanlage WSV 400 (ANONYMUS 2004)

Typ	Zeichen	Bezeichnung / Position	Fabrikat	Messbereich	Messfehler ¹
FIR	LF 1	Luftvolumenstrom Strang 1	Schwebekörper-Durchflussmesser Krohne H 250/RR/M9/ESK	5 bis 50 m ³ _{i.N.} /h	1,6 %
FIR	LF 2	Luftvolumenstrom Strang 2	Schwebekörper-Durchflussmesser Krohne H 250/RR/M9/ESK	5 bis 50 m ³ _{i.N.} /h	1,6 %

¹ vom Messbereichsendwert

4.2.4 Permanentgasmesstechnik

Tab. 4.6: Komponenten des Gasanalysesystems der Wirbelschichtvergasungs-Versuchsanlage WSV 400 (ANONYMUS 1992 C)

Gaskomponente	Messgerät	Messprinzip	Messbereich	Messfehler ¹
O ₂	Oxynos 100	Paramagnetismus	0 – 21 Vol.-%	1,0 %
CO ₂	Binos	NDIR	0 – 25 Vol.-%	1,5 %
CO	Binos 100	NDIR	0 – 20 Vol.-%	2,0 %
CH ₄	Binos 100	NDIR	0 – 10 Vol.-%	2,0 %
H ₂	Hydros 100	Wärmeleitfähigkeit	0 – 20 Vol.-%	2,0 %

¹ vom Messbereichsendwert

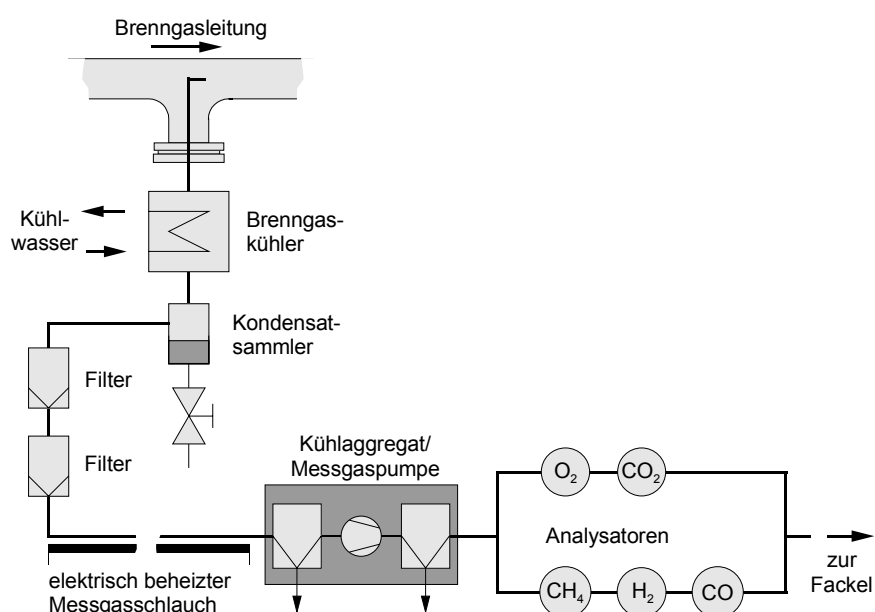


Abb. 4.5: Probennahme und -konditionierung für die kontinuierliche Brenngasanalyse

Zur Bestimmung der Konzentrationen von den in Tab. 4.6 aufgeführten Permanentgasen im Brenngas wird ein kontinuierlich arbeitendes Gasanalysesystem der Fa. Rosemount verwendet, was zur Bestimmung der Kohlenmonoxid-, Kohlendioxid- und Methankonzentration das Messverfahren der selektiven Infrarotstrahlungsabsorption (NDIR) nutzt. Für die Wasserstoffmessung wird ein Wärmeleitfähigkeitsdetektor eingesetzt und die Messung von Sauerstoff basiert auf dessen paramagnetischen Eigenschaften. Die Probennahme für das Brenngasanalysesystem erfolgt gewöhnlich direkt aus dem heißen Brenngas zwischen Zyklon und Brennkammer. Das Messgas muss in der in Abb. 4.5 dargestellten Aufbereitungsapparatur von Wasserdampf, Staub und Teer befreit werden. Dazu durchströmt es einen Doppelrohrkühler, zwei einfach zu reinigende Filter und wird anschließend durch einen beheizten Schlauch (160 °C) zum eigentlichen Analysesystem befördert. Dort erfolgt eine Kühlung auf 5 °C, um Reste von Wasser und Teer abzuscheiden. Das so aufbereitete Gas durchströmt die Analysatoren. Kühler und Filter müssen zwar nach jedem Versuchstag gereinigt werden, stellen aber einen störungsfreien Versuchsbetrieb sicher. Da bei der Messgasaufbereitung der im Brenngas enthaltene

Wasserdampf größtenteils abgeschieden wird, ist die Integration eines Wasserdampfanalysators in dieses Analysesystem nicht zweckmäßig.

4.2.5 Teermesstechnik

Bei der Teermessung besteht die Problematik, dass es derzeit weder eine einheitliche Definition des Begriffs „Teer“ gibt, noch standardisierte Messverfahren existieren. Nahezu jede Forschungsgruppe bedient sich einer, auf der von ihr verwendeten Teermesstechnik basierenden, Teerdefinition. Eine Übersicht über in der Literatur beschriebene Teerdefinitionen und -messtechniken gibt MÖRSCH (1999). Seit 1998 laufen Bestrebungen der IEA Arbeitsgruppe Biomassevergasung in Zusammenarbeit mit der Europäischen Kommission und dem amerikanischen Energieministerium zur Standardisierung der Teermessverfahren und zur Festlegung einer einheitlichen Teerdefinition (MANIATIS und BEENACKERS 2000). In diesem Rahmen wurden separate Arbeitsgruppen für Biomassevergasungsanlagen kleiner ($0,1 - 1,0 \text{ MW}_{\text{BRL}}$) und größer (über $1,0 \text{ MW}_{\text{BRL}}$) Leistung gebildet. Von diesen Arbeitsgruppen wurden alle Kohlenwasserstoffe mit einer molaren Masse größer der des Benzens als Teere definiert ($78,11 \text{ g/mol}$).

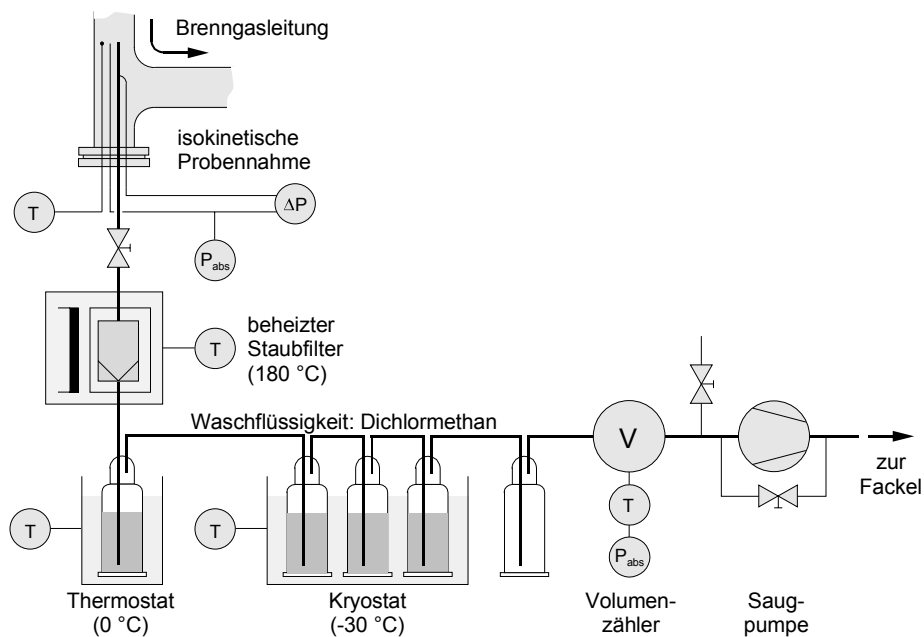


Abb. 4.6: Probennahme für die nasschemische Bestimmung der Teerbelastung

Zur Erfassung der hohen Rohgasteergehalte von Holzvergasungsanlagen wurden von der IEA Arbeitsgruppe Biomassevergasung hauptsächlich nasschemisch-gravimetrische Verfahren vorgeschlagen, bei denen prinzipiell die Lösungsmittel Aceton, Toluol, Dichlormethan und Wasser einsetzbar sind. Basierend auf den Erfahrungen von ABATZOGLOU et al. (2000) wurde ein solches Verfahren unter Berücksichtigung der Anforderungen des Versuchsbetriebes an der WSV 400 realisiert. Das in Abb. 4.6 dargestellte Verfahren beruht im Wesentlichen auf der Teerabscheidung in dem organischen

Lösungsmittel Dichlormethan, welches aufgrund der verhältnismäßig geringen Flüchtigkeit und hervorragenden Teerlösungseigenschaften ausgewählt wurde. Für die Messung der Austrittsteerbelastung wird in einem Bogen der Brenngasleitung (zwischen Zyklon und Brennkammer) mittels einer isokinetischen Sonde eine Brenngasprobe bei Temperaturen oberhalb des Teertaupunktes entnommen. Die Probe wird in einem auf 180 °C beheizten Glasfaserfilter entstaubt, wobei hochsiedende Kohlenwasserstoffe auskondensieren und im Filterkuchen niedergeschlagen werden. Das entstaubte Gas durchströmt die mit Dichlormethan gefüllte Waschflaschenkaskade, den Volumenzähler und die bypassgeregelter Absaugpumpe. Die aus drei Waschflaschen zusammengesetzte Waschkaskade befindet sich in einem auf -30 °C temperierten Kühlbad und ermöglicht so die Abscheidung auch leichtsiedender Teere. Vorgesaltet ist eine eisgekühlte Waschflasche, in der der Hauptteil des im Brenngas enthaltenen Wasserdampfes auskondensiert, um die folgenden Waschflaschen vor Vereisung zu schützen. Während der Teerprobennahme werden die kondensierbaren Kohlenwasserstoffe aus dem Brenngasstrom im Dichlormethan gelöst. Wasser kondensiert ebenfalls in den Waschflaschen, geht aber nicht in Lösung. Nach der Probennahme werden die Inhalte der vier Waschflaschen inklusive der Spülflüssigkeit zusammengeführt und mit der Filterpatrone, in der die höhersiedenden Teere auskondensiert sind, im Labor weiter aufbereitet. Dort wird der Filter mehrere Stunden in einer SOXHLET-Apparatur mit Dichlormethan gespült, um die höhersiedenden Teere herauszulösen. Die entstandene Dichlormethan-Teer-Lösung wird mit der entwässerten Waschflaschenlösung zusammengeführt und das Dichlormethan bei 50 °C herausdestilliert, so dass letztlich die kondensierbaren Kohlenwasserstoffe als Teerbelag in dem zur Destillation verwendeten Kolben verbleiben und ausgewogen werden können. Bei der Probenaufbereitung verdampfen und entweichen leichtsiedende Kohlenwasserstoffe, was als systematischer Messfehler des Verfahrens gewertet werden muss. Dieser Fehler ist jedoch akzeptabel, da die unter 50 °C siedenden Kohlenwasserstoffe nicht als motorenkritisch angesehen werden. Die ermittelte „Teer“-Masse wird mit dem während der Probennahme abgesaugten Brenngasvolumen ins Verhältnis gesetzt. Da das Brenngas beim Passieren des Volumenzählers frei von Wasser und Teer ist, wird der Teergehalt pro Normkubikmeter trockenes und teerfreies Gas angegeben. Als Nebenprodukt dieser gravimetrischen Teermessung kann, bei entsprechender Auswiegung, auch die Brenngasstaubbelastung und der Brenngaswasserdampfgehalt bestimmt werden.

4.2.6 Lokale Gas- und Teermessungen

Die in den vorangegangenen Abschnitten beschriebenen Permanentgas- und Teermesstechniken werden gewöhnlich zur Bestimmung der Austrittsbrenngasqualität eingesetzt. Über die sechs vorhandenen Probennahmestutzen ist aber auch die Bestimmung der Brenngasqualität direkt im Vergasungsreaktor möglich. Zu diesem Zweck wird die in Abb. 4.7 (Seite 91) dargestellte Messtechnik mit lokaler Probennahmesonde zur simultanen Probennahme für die Teer- und Permanentgasmesstechnik verwendet (MEDNEV 2000). Die Probennahmesonde besteht aus einem Edelstahlmantelrohr (25 x 2,5 mm), in dem das Probennahmerohr (6 x 1 mm) konzentrisch angeordnet ist. Die eigentliche Gasprobennahme erfolgt über ein keramisches Filterelement (20 mm Außendurchmesser, 30 mm Länge) am Sondenkopf, das den Eintrag von Kokspartikeln und Staub in das Messsystem verhindert.

Um ein Auskondensieren von Teeren zu verhindern, kann die Probennahmesonde temperiert werden. Ein Gebläse drückt dazu Heißluft durch ein Lufteinlassrohr zum Sondenkopf, die anschließend im Gleichstrom mit dem Brenngas durch das Mantelrohr zurückströmt. Zur Temperaturüberwachung ist am Ende der Probennahmesonde ein Thermoelement im Innenrohr installiert. Die Sonde wird mittels einer Stopfbuchse in einen Messstutzen des Vergasers eingeschraubt, wobei die Position des Absaugpunktes zwischen Vergasermitte und Vergaserrand frei variierbar bleibt. Das abgezogene Gas wird durch eine mit Dichlormethan gefüllte und auf -30 °C gekühlte Waschflaschenkaskade geführt, der zur Wasserdampfabscheidung eine auf 0 °C temperierte Waschflasche vorgeschaltet ist. Wie die Abb. 4.7 verdeutlicht, kann dem Teermesssystem das Permanentgasmesssystem nachgeschaltet werden. Eine separate Probenkonditionierung für die Permanentgasmesstechnik entfällt. Da keine isokinetische Probennahme für die Teermessung realisierbar ist, genügt die Saugpumpe der Permanentgasanalysatoren für die Probengasversorgung beider Messsysteme.

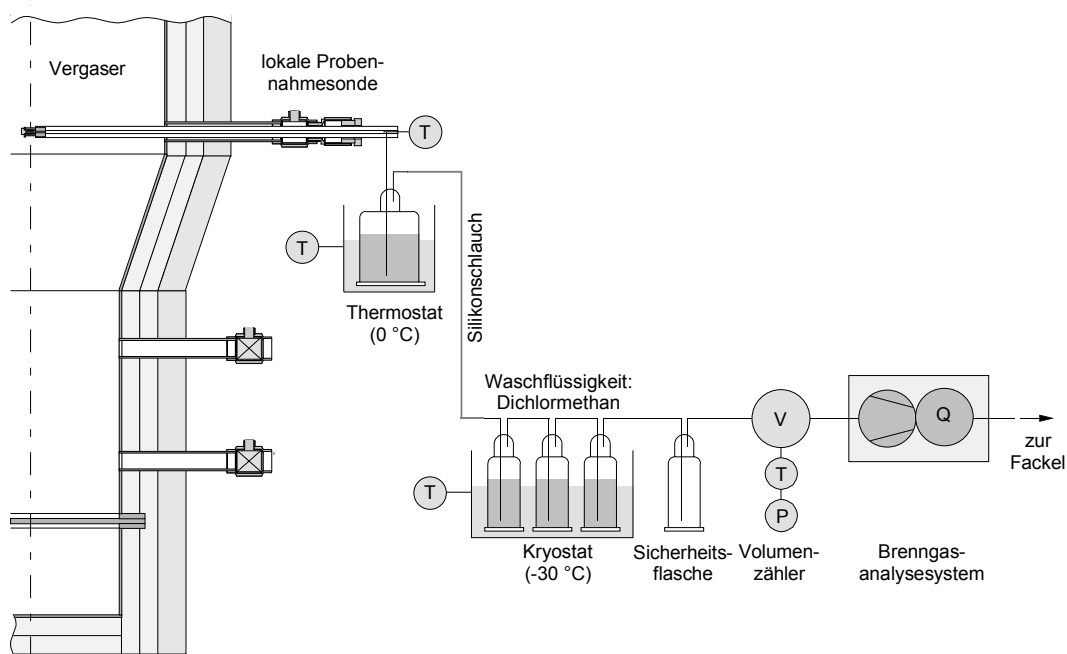


Abb. 4.7: Lokale Probennahme für die nasschemische Bestimmung der Teerbelastung und Brenngaszusammensetzung im Vergasungsreaktor

4.2.7 Bestimmung des Brennstoffmassenstroms

Der Brennstoff wird über eine frequenzgesteuerte Förderschnecke in den Vergasungsreaktor eingetragen. Eine Messeinrichtung zur direkten Bestimmung des Brennstoffmassenstroms ist nicht vorhanden. Da die volumetrische Förderleistung der Eintragsschnecke proportional zu deren Drehzahl ist, kann bei der Verwendung inkompressibler Brennstoffe auf Kalibrierkurven zur Bestimmung des Brennstoffmassenstroms zurückgegriffen werden. Die Kalibrierkurven werden in Vorbereitung jedes Versuchstages mit dem entsprechenden Brennstoff bei dem entsprechenden Brennstoffwassergehalt, basierend auf fünf bis zehn Messpunkten, erstellt.

4.3 Einsatzstoffe

4.3.1 Inertbettmaterial

Als Bettmaterial wurde gewaschener und klassierter Quarzsand der Körnung 0,2 bis 0,8 mm eingesetzt. Die Daten der Siebanalyse befinden sich im Anhang A.4. Der Quarzsand besitzt eine Feststoffdichte von $2\,630\text{ kg/m}^3$ und eine Schüttdichte von $1\,440\text{ kg/m}^3$. Dieser ersetzt beim Anfahren der Anlage das Inertbett aus Eigenasche, welches sich erst über eine lange, im normalen Versuchsbetrieb nicht zu erreichende Betriebszeit bildet. Aus Gründen der Vergleichbarkeit wurde für jeden Versuchstag neues, unbenutztes Bettmaterial verwendet. Neben Quarzsand können in der Versuchsanlage auch Bettmaterialien und Bettmaterialzusätze verwendet werden, die katalytisch zur Senkung der Brenngasteerbeladung beitragen. Die auf dem Fachgebiet der Wirbelschichtverbrennung und -vergasung übliche Bezeichnung „Inertbettmaterial“ wäre in diesem Fall nicht mehr ganz zutreffend. Beispiele derartiger Bettmaterialien wären Olivin, ein natürliches Mineral mit geringen Gehalten an Eisen und anderen Metallen, sowie Dolomit. Da die Teerminderung nicht primärer Gegenstand dieser Arbeit ist, beschränken sich die weiteren Ausführungen auf die ausschließliche Verwendung von Quarzsand als Bettmaterial.

4.3.2 Brennstoff



Abb. 4.8: *Holzhackschnitzel aus Waldrest- und Durchforstungsholz*

Bei den Versuchen mit der Wirbelschichtvergasungs-Versuchsanlage WSV 400 wurden Holzhackschnitzel aus Waldrest- und Durchforstungsholz als Brennstoff genutzt (Abb. 4.8). Das Holz wurde bereits in der für den Wirbelschichtvergaser optimalen Körnung von 3 bis 30 mm Kantenlänge angeliefert

(nur vereinzeltes Überkorn musste manuell abgetrennt werden) und bestand vorwiegend aus Kiefern-schwachholz, teilweise mit Rindenanteil. Die Daten der Brennstoffanalyse sind in Tab. 4.7 wiedergegeben, die der Siebanalyse befinden sich im Anhang A.4. Der hohe Anlieferungswassergehalt von fast 60 Ma.% und der damit verbundene geringe Heizwert erforderten eine Trocknung des Holzes, um den autothermen Betrieb der Wirbelschichtvergasungs-Versuchsanlage sicherzustellen, was durch chargenweise Lufttrocknung bewerkstelligt wurde. Wie im folgenden Abschnitt näher erläutert, erwies sich ein Brennstoffwassergehalt von 20 bis 30 Ma.-% hinsichtlich des Trocknungsaufwandes und des stabilen autothermen Anlagenbetriebes als optimal. Dieser Wassergehalt entspricht dem von abgelagerten Holzhackschnitzeln, wie sie üblicherweise für eine energetische Nutzung zur Verfügung stehen.

Tab. 4.7: Brennstoffanalysedaten der Holzhackschnitzel aus Waldrest- und Durchforstungsholz

		Rohzustand (Anlieferungszustand)	wasserfrei	wasser- und aschefrei
Wasser	[Ma.-%]	58,17		
Asche	[Ma.-%]	0,55	1,32	
flüchtige Bestandteile	[Ma.-%]	36,00	86,06	87,21
Restkoks	[Ma.-%]	5,28	12,62	12,79
Kohlenstoff	[Ma.-%]	20,82	49,77	50,44
Wasserstoff	[Ma.-%]	3,07	7,34	7,44
Sauerstoff	[Ma.-%]	17,31	41,38	41,93
Stickstoff	[Ma.-%]	0,07	0,17	0,17
Schwefel	[Ma.-%]	0,01	0,02	0,02
oberer Heizwert	[kJ/kg]	8 940	21 360	
unterer Heizwert	[kJ/kg]	6 670	19 350	

5 Validierung des Modells

5.1 Experimentelle Ergebnisse

Im Rahmen von Versuchen zur Vergasung naturbelassener Resthölzer wurde die Abhängigkeit der Brenngasqualität von Betriebsparametern untersucht. Ziel der ersten Versuche war das Abstecken des prinzipiell möglichen sowie des optimalen Arbeitsbereiches der Versuchsanlage, wobei der Brennstoffwassergehalt in einem Bereich von 15 bis 62 Ma.-% variiert wurde (HOYER/TEPPER et al. 1999). Der Schwerpunkt weiterer Versuche waren Teermessungen sowie Maßnahmen zur Teerminderung (HOYER/TEPPER et al. 2003). Wesentlichen Einfluss auf die Brenngaszusammensetzung und damit auf den Brenngasheizwert, der aus den Messwerten der Brenngasanalysatoren gemäß (Gl. 5.1) berechnet wurde, haben der Brennstoffwassergehalt, die Luftzahl und die Vergasertemperatur. Letztere stellt sich zwangsläufig aufgrund der autothermen Fahrweise ein und ist nur über die Temperatur der Vergasungsluft geringfügig beeinflussbar.

$$H_U = 12\,654 y_{\text{CO}} + 35\,824 y_{\text{CH}_4} + 10\,768 y_{\text{H}_2} \quad \text{in kJ/m}^3_{\text{i.N.}} \quad (\text{Gl. 5.1})$$

In Abb. 5.1 (Seite 96) ist die Abhängigkeit des Brenngasheizwertes von der Luftzahl und dem Brennstoffwassergehalt dargestellt. Setzt man einen erforderlichen Brenngasheizwert für eine motorische Gasnutzung von 3 500 bis 5 000 kJ/m³_{i.N.} voraus, so kann dieser mit Brennstoffwassergehalten von bis zu 36 Ma.-% an der Versuchsanlage realisiert werden. Daneben sind in Abb. 5.1 die Abhängigkeiten vom Brennstoffwassergehalt und der Luftzahl für die drei Brenngaskomponenten Kohlenmonoxid, Methan und Wasserstoff dargestellt. In Summe liegt der Anteil der gemessenen brennbaren Gase (CO, CH₄, H₂) bei 25 bis 37 Vol.-%_{tr.}. Die hierbei verwendete Luftzahl ist als Verhältnis zwischen der zugeführten Luftmenge und der für einen vollständigen Brennstoffumsatz erforderlichen Luftmenge anzusehen. Sie entspricht der aus der Feuerungstechnik bekannten λ -Zahl und wird nach

$$\lambda = \frac{\dot{V}_{\text{Luft}}}{\dot{m}_{\text{BR,roh}} \cdot L_{\text{min}}} \quad (\text{Gl. 5.2})$$

berechnet. Der minimale Luftbedarf L_{min} ist brennstoffspezifisch und insbesondere vom Brennstoffwassergehalt abhängig. Aus den auf den aktuellen Brennstoffwassergehalt umgerechneten Daten der Elementaranalyse (im Rohzustand) ist der minimale Luftbedarf über folgende Formel bestimmbar:

$$L_{\text{min}} = \frac{V_{\text{m,O}_2}}{y_{\text{Luft,O}_2}} \cdot \sum_{i=\text{C,H,S,O}} \left(\frac{v_{\text{O}_2,i} \cdot x_{i,\text{BR,roh}}}{M_i} \right) \quad (\text{Gl. 5.3})$$

mit $v_{\text{O}_2,\text{C}} = 1$, $v_{\text{O}_2,\text{H}} = 0,25$, $v_{\text{O}_2,\text{S}} = 1$ und $v_{\text{O}_2,\text{O}} = -0,5$

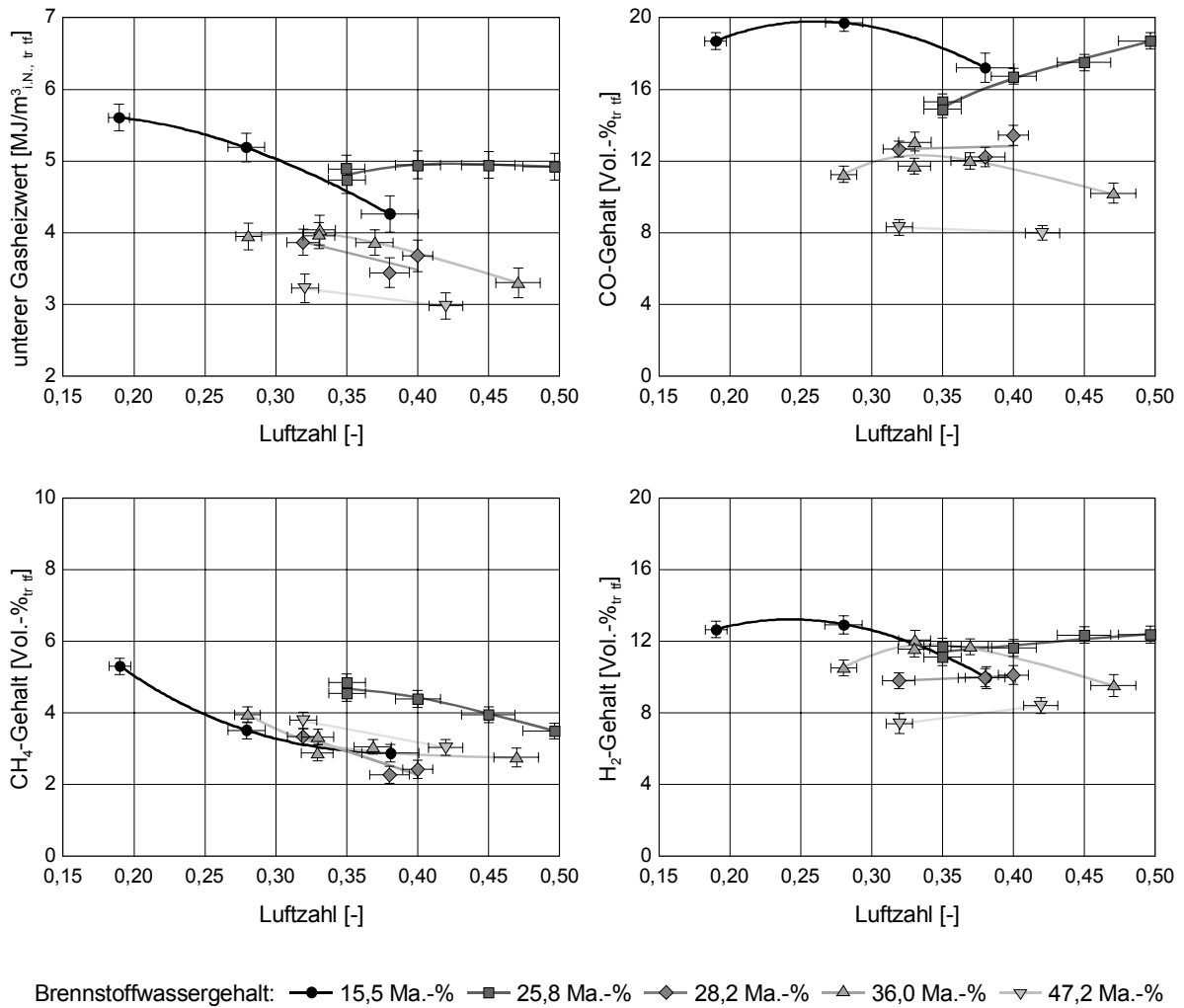


Abb. 5.1: Konzentrationen brennbarer Komponenten im Brenngas und Brenngasheizwert in Abhängigkeit vom Brennstoffwassergehalt und der Luftzahl

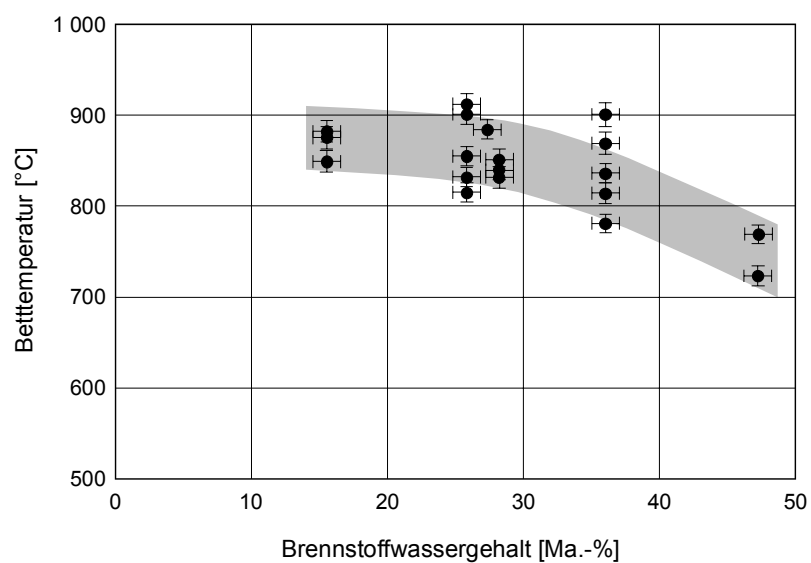


Abb. 5.2: Autotherme Wirbelschichttemperatur in Abhängigkeit vom Brennstoffwassergehalt

Wesentliche Voraussetzung für die Generierung eines ausreichend kalorischen Brenngases ist die Sicherstellung einer Wirbelschichttemperatur von mindestens 800 °C. Auch mit Unterstützung durch die Luftvorwärmer sind diese Betttemperaturen im autothermen Betriebsregime an der Wirbelschichtvergasungs-Versuchsanlage WSV 400 nur mit Holzbrennstoffen erreichbar, deren Wassergehalte unterhalb 40 Ma.-% liegen (Abb. 5.2, Seite 96). Mit den Versuchen konnte belegt werden, dass diese Versuchsanlage im technisch relevanten Brennstofffeuchtebereich autotherm zu betreiben ist. Für Anlagen größerer Brennstoffwärmeleistungen kann davon ausgegangen werden, dass diese aufgrund der degressiven spezifischen Wärmeverluste auch mit Brennstoffen höheren Wassergehaltes stabil zu betreiben sind.

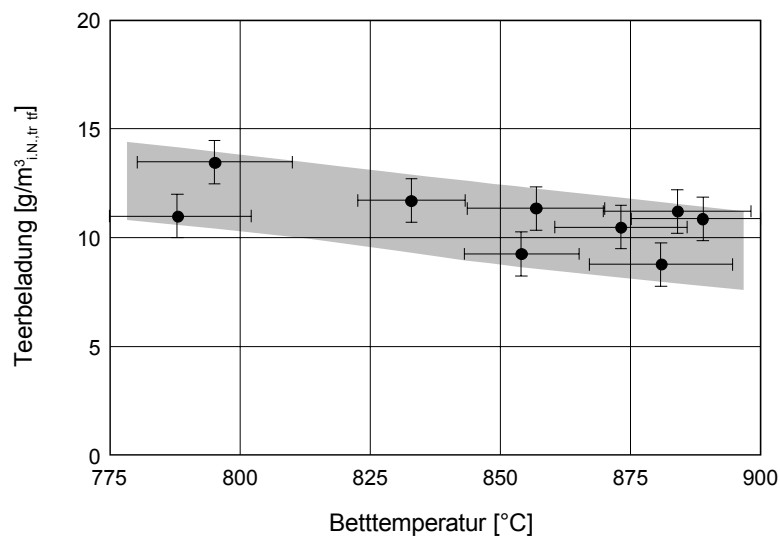


Abb. 5.3: Rohgasteergehalte in Abhängigkeit von der Wirbelbetttemperatur

In der Literatur (MORF und NUSSBAUMER 1998) wird auf die Abhängigkeit der Rohgasteerbelastung von Vergasungsparametern wie die Wirbelbetttemperatur und die Luftzahl verwiesen. Aufgrund zu weniger Messpunkte, insbesondere bei verschiedenen Luftzahlen, ist die Überprüfung der Abhängigkeiten im Rahmen dieser Arbeit nur bedingt möglich. Lediglich aus der Darstellung der gemessenen Rohgasteergehalte über die Wirbelschichttemperaturen lässt sich die Tendenz abnehmender Teergehalte mit steigender Temperatur erkennen (Abb. 5.3). Trotz dieser abnehmenden Tendenz sind im Arbeitsbereich autothermer Wirbelschichtvergaser bei der Vergasung von Holz Brenngasteerbelastungen von ca. $10 \text{ g/m}^3_{\text{i.N.,tr ff}}$ zu verzeichnen, die eine motorische Gasnutzung ohne weitere Teerreduzierung de facto ausschließen. Hinsichtlich der Möglichkeit der primären Teerminimierung kann sowohl der Temperatureffekt als auch ein möglicher Luftzahl-Effekt vernachlässigt werden, da die Randbedingungen des Anlagenbetriebes die volle Ausnutzung dieser Effekte ausschließen. So ist die Luftzahl sowohl hinsichtlich der Generierung eines Brenngases mit ausreichendem Brenngasheizwert als auch hinsichtlich der Aufrechterhaltung ausreichender Wirbelbetttemperaturen limitiert. Die Wirbelbetttemperatur ist wiederum von den Eigenschaften der verwendeten Konstruktionswerkstoffe und der Verschlackungsneigung der Brennstoffaschen nach oben limitiert (beim Betrieb der WSV 400 beträgt das obere Limit 950 °C). Letztlich kann nur über die Wahl des Wirbelbettmaterials und über sekundäre Maßnahmen der Brenngasteergehalt wesentlich minimiert werden.

5.2 Vergleich Modellierung – Experiment

5.2.1 Nachrechnung von Standardversuchen

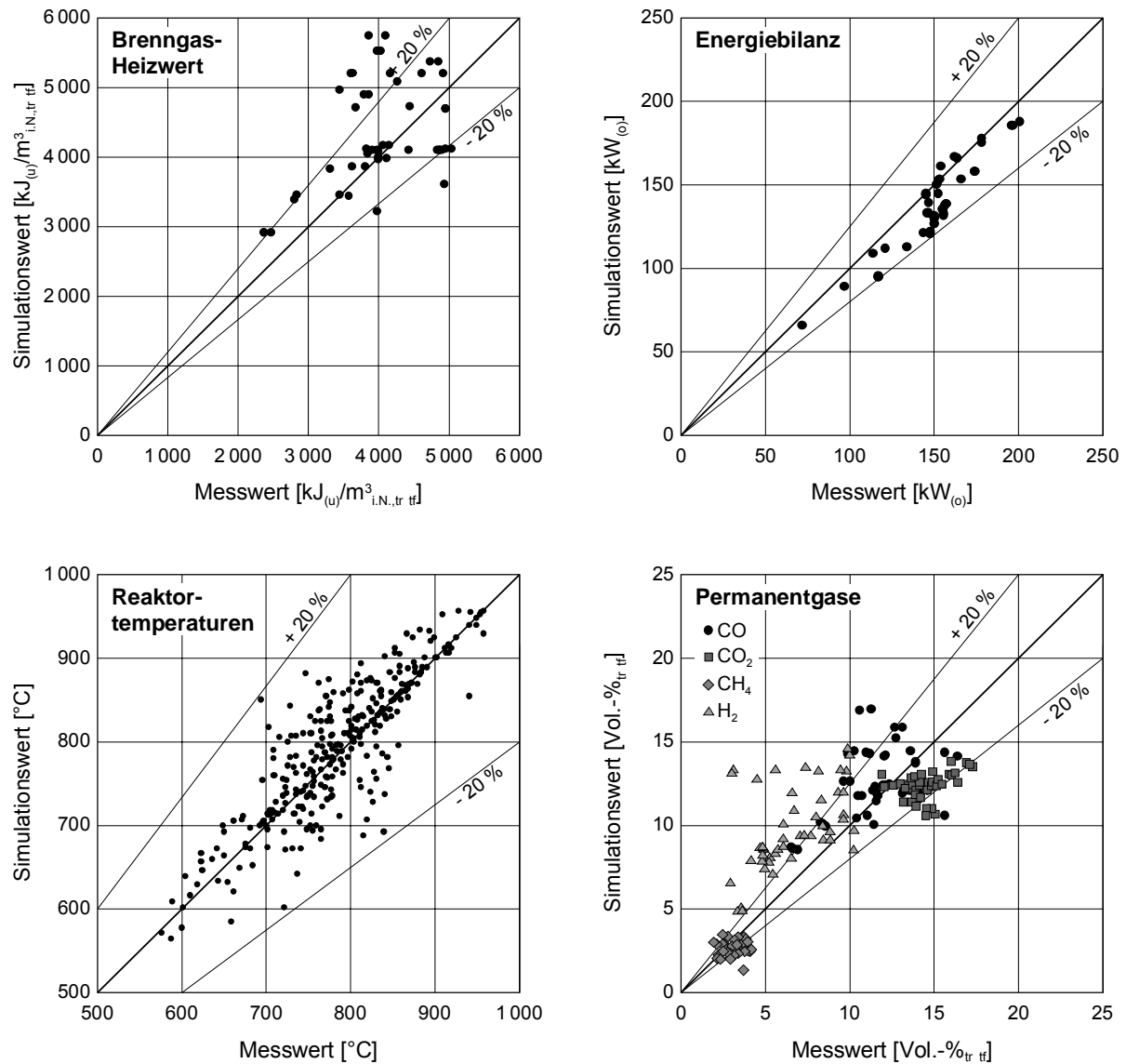


Abb. 5.4: Vergleichende Darstellung von Messungen und Simulationsergebnissen aller nachgerechneten Versuche (zur besseren Übersichtlichkeit ohne Darstellung der Messunsicherheiten)

Mit dem in Abschnitt 3.2 beschriebenen Modell wurden alle bisher an der Wirbelschichtvergasungs-Versuchsanlage WSV 400 durchgeführten Standardversuche nachgerechnet. Darunter sind alle Versuche mit naturbelassenem Holz ohne Maßnahmen zur Teerminderung zu verstehen. Die im Einzelnen nachgerechneten Versuche sind mit den wesentlichen Betriebsparametern im Anhang A.5 zusammengefasst. Bei allen Nachrechnungen wurde die Iteration der Wirbelbetttemperatur durch die Vorgabe der gemessenen Betttemperaturen ersetzt. Basierend auf dieser Betttemperaturvorgabe stimmen die berechneten Temperaturverläufe gut mit den berechneten überein, wie den Darstel-

lungen in den Paritätsdiagrammen (Abb. 5.4, Seite 98) zu entnehmen ist. So liegen sowohl die berechneten Reaktortemperaturen als auch die berechneten Gesamtenergiebilanzen innerhalb eines Toleranzbereiches von $\pm 20\%$. Diesen Toleranzbereich überschreiten lediglich einige Simulationswerte der Permanentgase. Am stärksten weichen die berechneten Brenngas-Wasserstoffgehalte von den Messwerten ab, wobei eine Tendenz zur Wasserstoffüberbestimmung festzustellen ist. Damit einhergehend überschreiten auch die aus den berechneten Permanentgaskonzentrationen bestimmten unteren Brenngasheizwerte teilweise den Toleranzbereich. Die mittleren Abweichungen der Simulationswerte von den Messwerten betragen $1,4\%$ für die Reaktortemperaturen (ohne Betttemperaturen), $8,4\%$ für die Energiebilanzen und $10,6\%$ für die unteren Brenngasheizwerte. Die berechneten Brenngaszusammensetzungen weichen im Mittel um $-2,4\text{ Vol.}\%$ für CO_2 , $0,9\text{ Vol.}\%$ für CO , $-0,6\text{ Vol.}\%$ für CH_4 und $3,8\text{ Vol.}\%$ für H_2 von den Messwerten ab.

Die mit dem Berechnungsmodell für die nachgerechneten Versuche ermittelten Gasausbeuten liegen im Bereich von $2,0\text{ m}^3_{\text{i.N., tr ff}}$ pro kg Rohbrennstoff bzw. $2,7\text{ m}^3_{\text{i.N., tr ff}}$ pro kg wasserfreien Brennstoff (Schwankungsbreite $2,4$ bis $3,0\text{ m}^3_{\text{i.N., tr ff}}/\text{kg}_{\text{BR, wf}}$). Die berechneten Wirkungsgrade liegen in einem Bereich um 80% für den Heißgaswirkungsgrad und 60% für den Kaltgaswirkungsgrad. Die Höhe der Wirkungsgrade darf für die verwendete Wirbelschichtvergasungs-Versuchsanlage WSV 400 aber nicht überbewertet werden, da diese im Vergleich zu leistungsgrößeren Anlagen mit dem Handicap höherer spezifischer Wärmeverluste belastet ist. Darüber hinaus war die energetische Optimierung der Versuchsanlage nicht Gegenstand dieser Arbeit.

Ein Vergleich zwischen den gemessenen und berechneten Teerbeladungen ist aufgrund der geringen Datenbasis nur bedingt möglich. Hierbei sind bei Messwerten um $10\text{ g/m}^3_{\text{i.N., tr ff}}$ Abweichungen bis zu 100% feststellbar. Erklärbar ist dies mit der besonderen Problematik der Teere und der Teermessung. Gegenüber der hochentwickelten konventionellen Gasmesstechnik verursacht die manuelle Probennahme und -aufbereitung der Teermessung wesentlich mehr zufällige Fehler. Bedingt durch die zeitlich limitierten Probennahmen können nur relativ wenige Werte über begrenzte Zeiträume ermittelt werden (meist über 5 bis 15 Minuten). Darüber hinaus ist der systematische Messfehler durch das Ausgasen leichter (aber nicht motorkritischer) Kohlenwasserstoffe bei der Aufbereitung sowie der Verlust höchstsiedender Kohlenwasserstoffe durch Ablagerungen vor der Probennahme zu berücksichtigen. Die bei den Untersuchungen verwendete Teermesstechnik bildet somit nur den mittleren, aber wesentlichen Bereich der Teere mit Siedetemperaturen zwischen 50 und $400\text{ }^\circ\text{C}$ ab.

Mit Blick auf die Motivation der Modellbildung und die dabei festgelegte Abgrenzung zu anderen Modellierungsarbeiten ist festzustellen, dass mit dem vorliegenden vereinfachten Modell eine ausreichende Übereinstimmung zwischen Mess- und Simulationswerten erzielt werden kann. Des Weiteren ist es mit dem Modell möglich, wesentliche Reaktionspfade aufzuzeigen und zu diskutieren, was im Folgenden beispielhaft an ausgewählten Nachrechnungen erläutert werden soll.

Für eine separate Betrachtung kann der Versuch 18-1 herangezogen werden, da bei diesem, durch die mit über drei Stunden verhältnismäßig lange Versuchszeit, instationäre Betriebszustände ausgeschlossen werden können. Hinsichtlich der gewählten Betriebsparameter kann Versuch 18-1 als ein

typischer Standardversuch betrachtet werden. Wesentliche Betriebsparameter und Messwerte sind zusammen mit Simulationsergebnissen in Tab. 5.1 aufgeführt.

Tab. 5.1: Wesentliche Betriebsparameter, Messwerte und Simulationsergebnisse des Versuches 18-1

Parameter	Einheit	Messwert	Simulationswert
Versuchsdauer	[min]	310	-
Brennstoffmassenstrom	[kg/h]	$35,2 \pm 0,6$	35,2
Brennstoffwassergehalt	[Ma.-%]	$27,3 \pm 0,5$	27,3
Luftvolumenstrom	[m ³ _{i.N.} /h]	$50,0 \pm 1,6$	50,0
Lufttemperatur	[°C]	879 ± 11	879
Luftzahl	[-]	$0,45 \pm 0,03$	0,45
Bettmaterialmasse	[kg]	$20,0 \pm 0,2$	20,0
Betttemperatur	[°C]	884 ± 11	884
CO ₂ -Gehalt	[Vol.-% _{tr tf}]	$15,06 \pm 0,42$	14,91
CO-Gehalt	[Vol.-% _{tr tf}]	$17,48 \pm 0,46$	14,57
CH ₄ -Gehalt	[Vol.-% _{tr tf}]	$4,78 \pm 0,21$	2,92
H ₂ -Gehalt	[Vol.-% _{tr tf}]	$8,45 \pm 0,44$	11,35
Teerbeladung	[g/m ³ _{i.N., tr tf}]	$12,0 \pm 4,8$	15,7
unterer Brenngasheizwert	[kJ/m ³ _{i.N., tr tf}]	$4\,834 \pm 180$	4\,113
Brenngasvolumenstrom	[m ³ _{i.N., tr tf} /h]	-	70,3
Gasausbeute roh / wf	[m ³ _{i.N., tr tf} /kg _{BR,roh / wf}]	-	2,00 _{roh} / 2,75 _{wf}
Heißgaswirkungsgrad	[%]	-	78
Kaltgaswirkungsgrad	[%]	-	56
Kohlenstoffumsatz	[%]	-	99,8

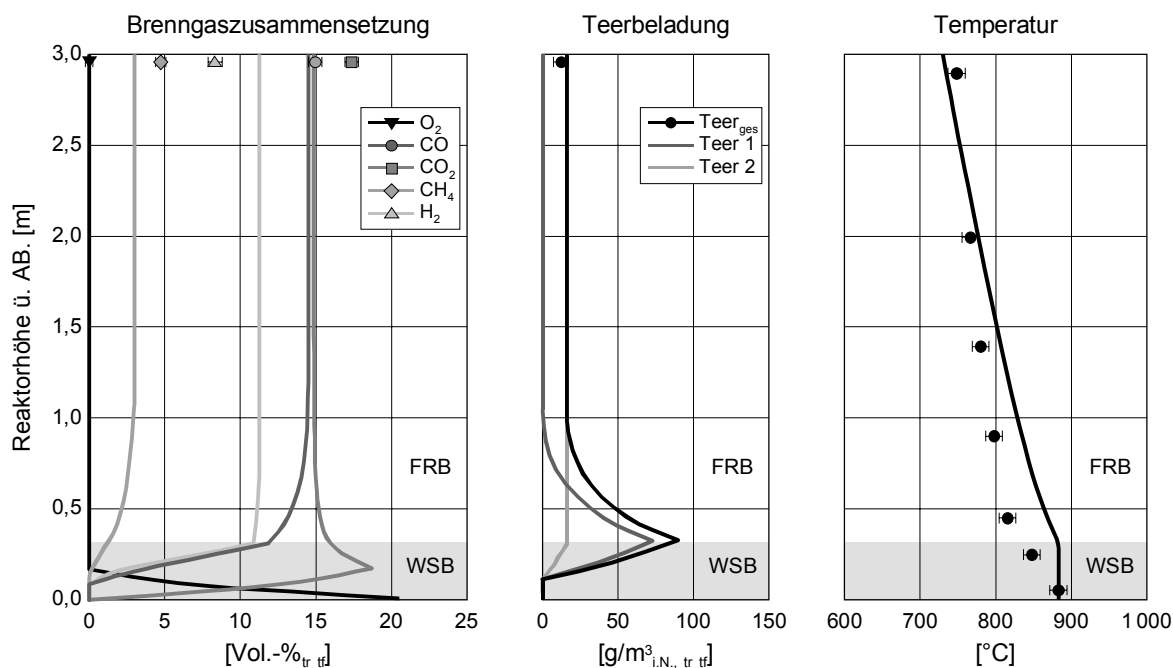


Abb. 5.5: Vergleich von Messung (Punkte) und Simulation (Kurven) anhand des Versuches 18-1

In der Abb. 5.5 (Seite 100) sind die Mittelwerte der gemessenen Reaktortemperaturen und Brenngaskomponenten zusammen mit den berechneten Simulationswerten über die Reaktorhöhe dargestellt. Ergänzt wird diese Abbildung durch die Darstellung der berechneten Verläufe der Gaskonzentrationen und Teerbelastungen in der Suspensions- und Blasenphase des Wirbelschichtbereiches (Abb. 5.6). Insbesondere aus letztgenannter Abbildung wird deutlich, dass der Sauerstoff des Vergasungsmittels in der Suspensionsphase bereits nach einem Viertel der berechneten Wirbelschichthöhe bzw. in der Blasenphase nach der Hälfte durch homogene Verbrennungsreaktionen und Koksoxidation aufgebraucht ist. Insbesondere die Oxidation der in diesem Bereich durch Pyrolyse und Teerzersetzung freigesetzten Gase läuft so schnell ab, dass deren Konzentrationen in den sauerstoffhaltigen Bereichen des Wirbelbettes vernachlässigbar gering sind. Erst im oberen sauerstofffreien Bereich des Wirbelbettes kommt es zur Aufkonzentration der brennbaren Gaskomponenten und Teere. In diesem Bereich laufen nur noch die Vergasungs- und Zersetzungsreaktionen ab.

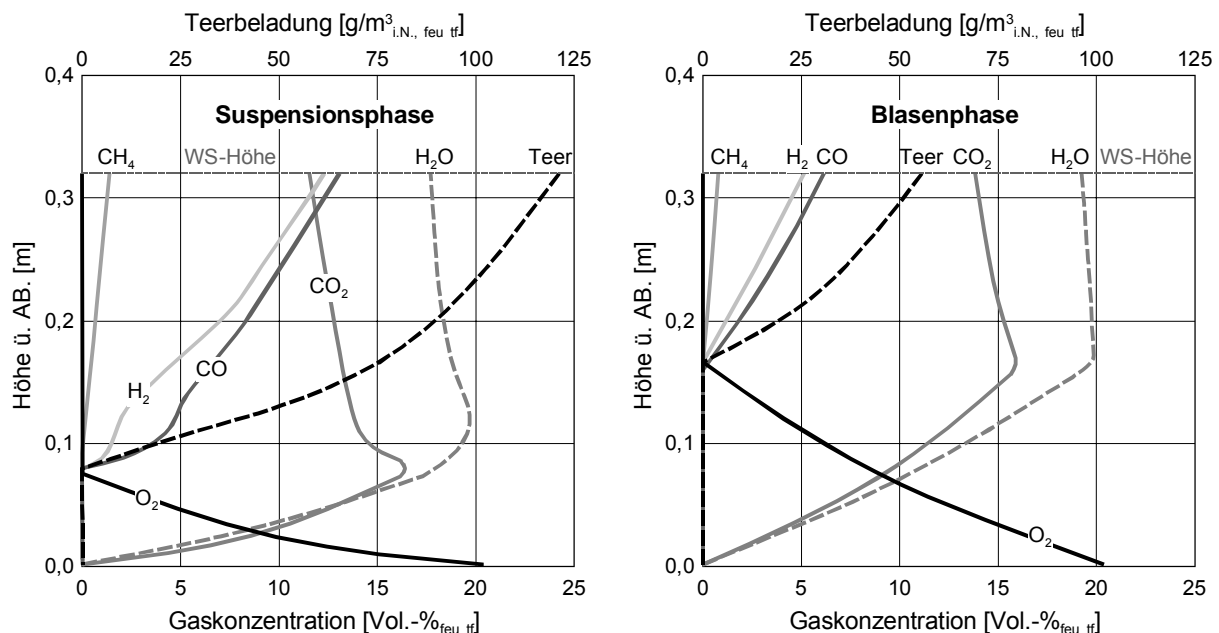


Abb. 5.6: Anhand Versuch 18-1 berechnete Verläufe der Gaskonzentrationen und Teerbelastungen in der Suspensions- und Blasenphase des Wirbelschichtbereiches

Aus Abb. 5.6 ist weiterhin die unterschiedliche Lage der beiden Hauptreaktionszonen zwischen Suspensions- und Blasenphase ersichtlich. Während die Koksoxidation und Pyrolyseproduktverbrennung den verfügbaren Sauerstoff in der Suspensionsphase bereits im untersten Wirbelschichtbereich aufzehren, müssen die sauerstoffverbrauchenden Edukte erst durch Diffusionsvorgänge in die Blasenphase gelangen, um in dieser mit dem Sauerstoff zu reagieren. Durch diese Reaktionsverzögerung kommt es zu unterschiedlichen Sauerstoffeindringtiefen in beiden Phasen.

Hinsichtlich der für den Vergaserbetrieb als kritisch anzusehenden Teerbildung kann aus Abb. 5.5 (Seite 100) und Abb. 5.6 abgeleitet werden, dass der durch die pyrolytische Zersetzung freigesetzte Teer in sauerstoffhaltigen Zonen vollständig zu Permanentgasen umgesetzt wird. Erst in sauerstofffreien Bereichen kommt es zu einer Teeraufkonzentration, die aber durch thermisch-homogene und

thermisch-katalytische Abbauvorgänge begrenzt wird. Da im Freiraumbereich keine Teere durch Pyrolysevorgänge freigesetzt werden, erfolgt hier nur noch der Abbau durch thermisch-homogene Reaktionen.

5.2.2 Nachrechnung von Versuchen mit lokaler Gas- und Teerprobenahme

Tab. 5.2: Wesentliche Betriebsparameter, Messwerte und Simulationsergebnisse der Versuchsreihe 25

Parameter	Einheit	Messwert	Simulationswert
Gesamtversuchsdauer	[min]	170	-
Versuchsdauer lokale Probenahme	[min]	5 x 5	-
Brennstoffmassenstrom	[kg/h]	$34,0 \pm 2,1$	34,0
Brennstoffwassergehalt	[Ma.-%]	$24,7 \pm 0,5$	24,7
Luftvolumenstrom	[m ³ _{i.N.} /h]	$50,0 \pm 1,6$	50,0
Lufttemperatur	[°C]	567 ± 19	567
Luftzahl	[-]	$0,45 \pm 0,05$	0,45
Bettmaterialmasse	[kg]	$25,0 \pm 0,2$	25,0
Betttemperatur	[°C]	819 ± 12	819
CO ₂ -Gehalt am Reaktoraustritt	[Vol.-% _{tr tf}]	$17,42 \pm 0,16$	14,94
CO-Gehalt am Reaktoraustritt	[Vol.-% _{tr tf}]	$13,19 \pm 0,23$	14,50
CH ₄ -Gehalt am Reaktoraustritt	[Vol.-% _{tr tf}]	$3,89 \pm 0,11$	3,20
H ₂ -Gehalt am Reaktoraustritt	[Vol.-% _{tr tf}]	$5,44 \pm 0,21$	10,47
Teerbeladung am Reaktoraustritt	[g/m ³ _{i.N., tr tf}]	8,94	18,0
unterer Brenngasheizwert	[kJ/m ³ _{i.N., tr tf}]	$3\,909 \pm 90$	4\,108
Brenngasvolumenstrom	[m ³ _{i.N., tr tf} /h]	-	69,5
Gasausbeute roh / wf	[m ³ _{i.N., tr tf} /kg _{BR,roh / wf}]	-	2,04 _{roh} / 2,71 _{wf}
Heißgaswirkungsgrad	[%]	-	78
Kaltgaswirkungsgrad	[%]	-	57
Kohlenstoffumsatz	[%]	-	99,8

Die Darstellung der Nachrechnungsergebnisse von Versuch 18-1 in Abb. 5.5 (Seite 100) lässt erkennen, dass es oberhalb einer Reaktorhöhe von ca. einem Meter zu keinen weiteren Veränderungen in der Brenngaszusammensetzung kommt. Dies kann mit dem Fehlen der erforderlichen Edukte (z.B. Koks, Sauerstoff), geringen Reaktionsgeschwindigkeiten infolge geringerer Temperaturen bzw. dem Fehlen katalytischer Substanzen und bereits erreichten Gleichgewichtslagen erklärt werden. Um die These der geringen Reaktionsumsätze im oberen Freiraumbereich zu bestätigen, wurden mit der im Abschnitt 4.2.6 beschriebenen lokalen Probennahmetechnik Messungen zum Erfassen von eindimensionalen Verläufen der Gaskonzentrationen und Teerbeladungen im Freiraumbereich der Versuchsanlage durchgeführt. Beispielhaft sei hierfür die Versuchsreihe 25 dargestellt, deren Hauptbetriebsparameter in Tab. 5.2 zusammengefasst sind. Im Rahmen dieser Versuchsserie wurden Brenngas-

proben entlang der Reaktorsymmetrieachse in Höhen von 0,40 m, 0,85 m, 1,35 m, 1,95 m und 2,85 m (über dem Anströmboden) abgezogen. Die dabei gemessenen Gaszusammensetzungen und Teerbelastungen sind in Abb. 5.7 vergleichend mit Simulationswerten dargestellt. Diese dürfen aber aufgrund der sehr geringen Probennahmezeiten (jeweils 5 Minuten) nicht überbewertet werden, bestätigen aber den prinzipiellen Verlauf der errechneten Werte, womit die These geringer Reaktionsumsätze insbesondere im oberen Freiraumbereich untermauert wird. Des Weiteren kann abgeleitet werden, dass an der verwendeten Versuchsanlage die Freiraumhöhe bzw. die Freiraumverweilzeit ausreichend groß ist. Eine Erweiterung der Freiraumhöhe dürfte die Reaktionsumsätze nicht wesentlich erhöhen und wäre, vom Standpunkt der Wirtschaftlichkeit aus betrachtet, kontraproduktiv.

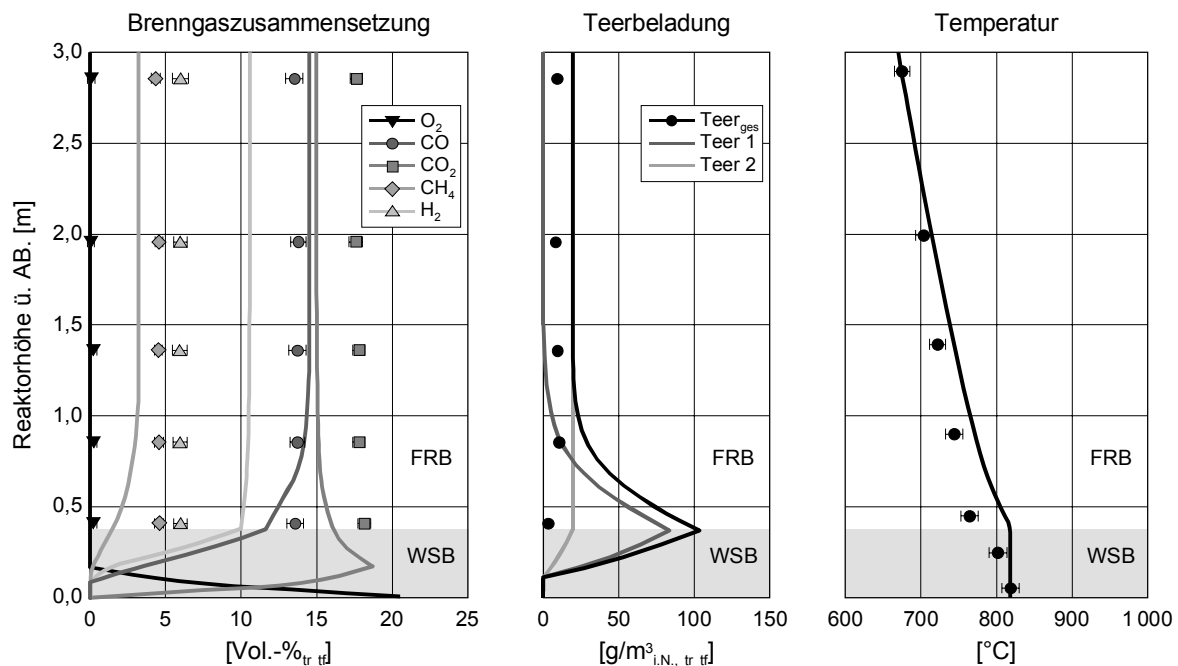


Abb. 5.7: Vergleich von Messung (Punkte) und Simulation (Kurven) anhand der Versuchsreihe 25

5.2.3 Stoff- und Energiestrombetrachtung

Mittels der rechentechnischen Umsetzung des in Abschnitt 3.2 beschriebenen mathematischen Modells der thermochemischen Konversion von Biomasse ist es möglich, die Stoffflüsse und die Umsätze aller modellierten Reaktionen zu quantifizieren. Durch deren graphische Darstellung können der Gesamtprozess charakterisiert und wesentliche Reaktionspfade aufgezeigt werden. Stellvertretend für alle Versuche sind in Abb. 5.8 (Seite 104) die nachgerechneten Stoffströme und Reaktionsumsätze des Versuches 18-1 maßstäblich dargestellt. Die Schwierigkeit einer derartigen Darstellung besteht neben der Komplexität in der unterschiedlichen rechentechnischen Betrachtung der einzelnen Stoffströme. So werden bei der zugrunde liegenden rechentechnischen Modellumsetzung Brennstoff, Teer und Koks sowie die daraus resultierenden Reaktionsumsätze als Massenströme, die Permanentgase, der Wasserdampf und deren Umsätze als Stoffmengenströme gehandhabt. Bei der gemein-

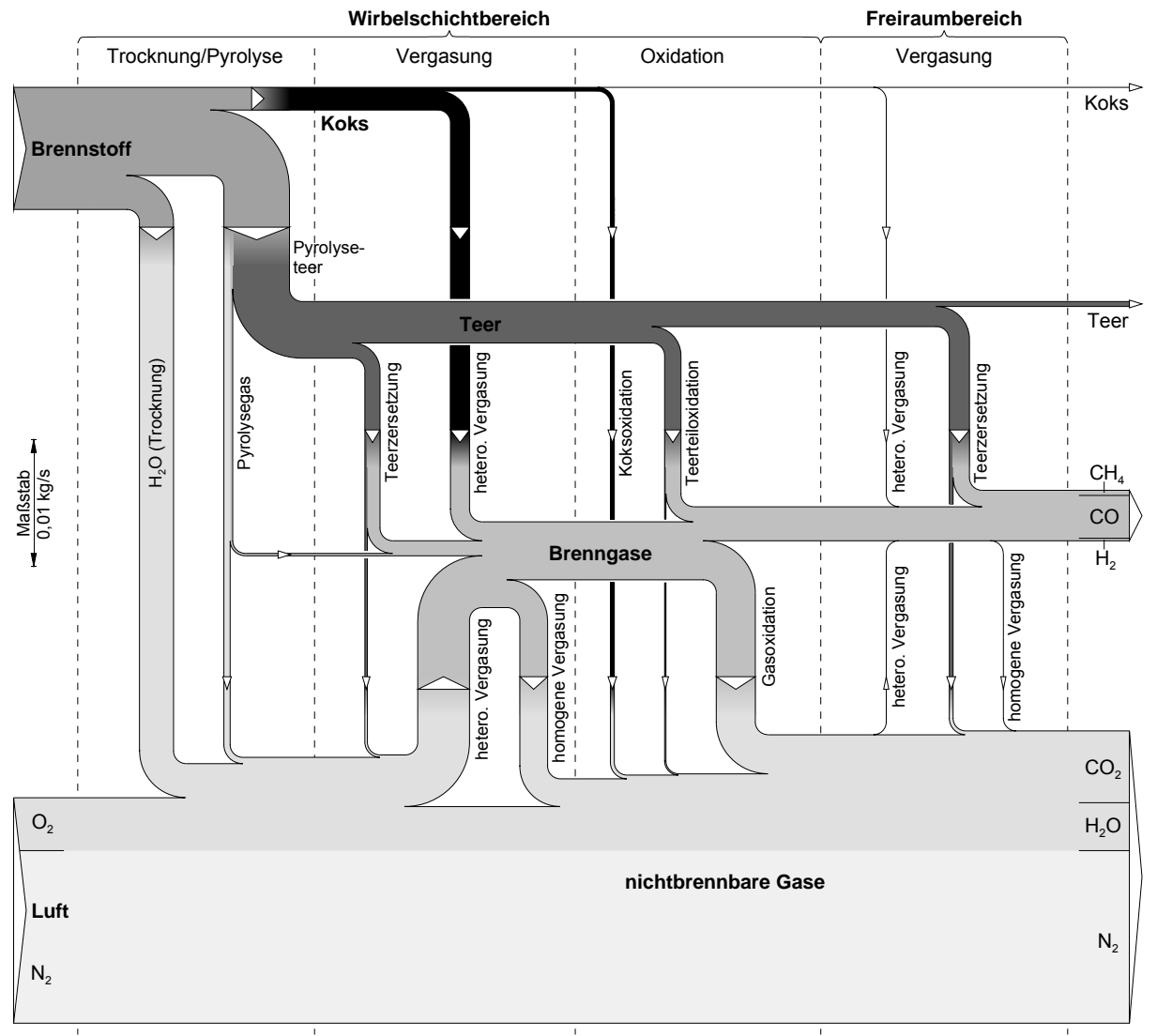


Abb. 5.8: Maßstäbliches Massenflussbild basierend auf der Nachrechnung des Versuches 18-1

Die maßstäbliche Darstellung der Reaktionspfade in Abb. 5.8 ist neben der Unterteilung in den Wirbelschicht- und Freiraumbereich noch in die feste (Brennstoff, Koks), dampfförmige (Teer) und gasförmige Phase (Permanentgase inklusive Wasserdampf) geteilt. Bei der Gasphase wird weiterhin in brennbare und nichtbrennbare Gase unterschieden. Stoffströme sind in horizontaler Richtung, Reaktionsumsätze in vertikaler dargestellt. Natürlich sind im realen Vergasungsreaktor Phasen und die Reaktionsumsätze nicht räumlich getrennt, wie in Abb. 5.8 dargestellt, vielmehr ist davon auszugehen, dass diese, insbesondere im Wirbelschichtbereich, gut durchmischt sind.

Aus der Darstellung werden die Hauptreaktionswege und -bereiche ersichtlich. Vom Standpunkt der Feststoffkonversion aus sind dies, neben der Trocknung und Pyrolyse, die heterogenen Vergasungsreaktionen im Wirbelschichtbereich. Bedingt durch die geringe Eindringtiefe des Luftsauerstoffes in den Wirbelschichtbereich hat die Koksoxidation nur einen geringen Anteil am Feststoffumsatz. Die drei modellierten heterogenen Vergasungsreaktionen (BOUDOUARD-, heterogene Wassergas- und heterogene Methanbildungsreaktion) sind in der Abb. 5.8 (Seite 104) in gemeinsamen Reaktionsströmen dargestellt, wobei zu bemerken ist, dass die Umsatzraten der heterogenen Methanbildungsreaktion vernachlässigbar gering sind. Des Weiteren wird aus der Darstellung ersichtlich, dass durch die heterogenen Vergasungsreaktionen im Wirbelschichtbereich nicht zu vernachlässigende Mengen nichtbrennbarer Gase in Brenngase konvertiert werden. Weitere Hauptreaktionswege sind die Teerteiloxidation und die thermische Teerzersetzung, die etwa zu gleichen Teilen im Wirbelschicht- und Freiraumbereich stattfinden, sowie die homogenen Verbrennungs- und Vergasungsreaktionen, die zum Zwecke der besseren Übersichtlichkeit jeweils in zusammengefassten Reaktionsströmen dargestellt sind.

Als Hauptreaktionszone kann aus der Abb. 5.8 der Wirbelschichtbereich abgeleitet werden, in dem im vorliegenden Beispiel 88 Ma.-% der chemischen Reaktionsumsätze stattfinden bzw. 93 Ma.-% unter Berücksichtigung von Trocknung und Pyrolyse. Die Reaktionsumsätze im Freiraum beschränken sich im Wesentlichen auf den thermischen Teerabbau, der, wie Abb. 5.5 (Seite 100) und Abb. 5.7 (Seite 103) verdeutlichen, nur im unteren Bereich des Freiraumes stattfindet. Als wesentliche Gründe für die geringen Freiraumumsätze können der fehlende Sauerstoff und die relativ geringe Restkokskonzentration genannt werden. Des Weiteren tragen das Fehlen katalytisch wirkenden Bettmaterials und geringere Temperaturen zur Umsatzminderung im Freiraumbereich bei. Hieraus kann geschlussfolgert werden, dass die Freiraumverweilzeit in der in Abschnitt 4 beschriebenen Versuchsanlage ausreichend ist (ca. 7 Sekunden). Eine Erweiterung des Freiraumbereiches, einhergehend mit Verweilzeitverlängerungen, wäre demnach sowohl an der Versuchsanlage als auch an leistungsgrößeren Anlagen nicht zielführend.

Neben den Reaktionspfaden wird aus Abb. 5.8 auch der große Massenstrom nichtbrennbarer Gase deutlich, der zumindest im Falle des Stickstoffs als Ballast durch die gesamte Konversionsanlage mitgeführt werden muss. Allerdings täuscht die Massenstromdarstellung optisch, insbesondere im direkten Vergleich von brennbaren zu nichtbrennbaren Gasen. Es hat den Anschein, der Brenngasaustrittsmassenstrom sei fast bedeutungslos gegenüber dem Austrittsmassenstrom der nichtbrennbaren Gase. Jedoch darf dieser nicht mit dem „Inertgas“-Massenstrom ins Verhältnis gesetzt, sondern muss vielmehr mit dem Brennstoffmassenstrom (wasser- und aschefrei) verglichen werden. Letzterer Vergleich gibt auch ein realeres Abbild des gewünschten Konversionspfades. So werden im vorliegenden Beispiel 58 Ma.-% des wasser- und aschefreien Brennstoffes in ein brennbares Gas konvertiert. Diese realistischere Beschreibung wird auch durch ein vereinfachtes Energieflussbild untermauert, wie es am Beispiel des Versuches 13-2 in Abb. 5.9 (Seite 106) dargestellt ist.

Die vereinfachte Darstellung der Energieströme in Abb. 5.9 umfasst sowohl die chemisch gebundene Energie als auch die fühlbare Wärme, welche mit einer etwas helleren Schattierung in der Abbildung

kenntlich gemacht ist. Es wird ersichtlich, dass brennwertbezogen ca. 70 % der über den Brennstoff in die Vergasungsanlage eingetragenen Energie in die chemisch gebundene Energie der Brenngase konvertiert wird. Die wesentlichsten Verluste sind die fühlbare Wärme der nichtbrennbaren Gase, die Wärmeverluste des Vergasungsreaktors sowie die chemische und fühlbare Energie der Teere, sofern diese vor einer Brenngasnutzung abgeschieden werden. Bedingt durch den relativ geringen Koks-austrag, sind die Energieverluste über diesen Stoffstrom fast vernachlässigbar gering.

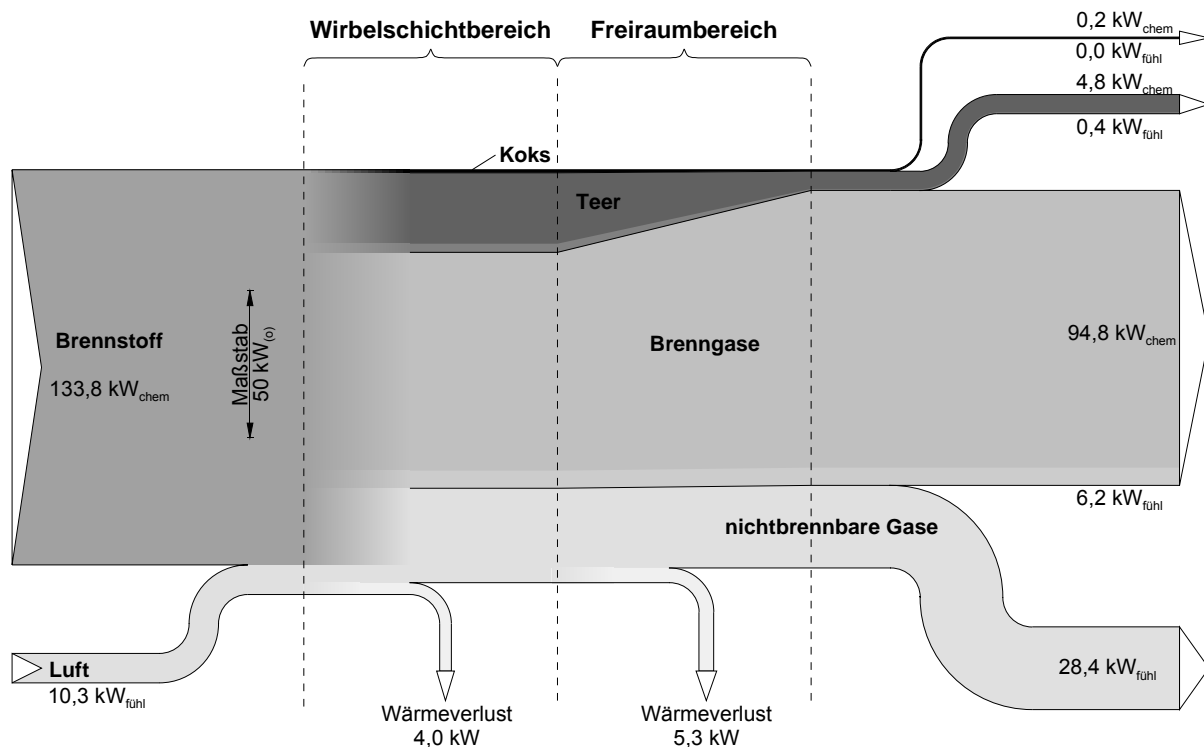


Abb. 5.9: Maßstäbliches Energieflussbild basierend auf der Nachrechnung des Versuches 13-2

5.3 Parameterstudie

Abschließend soll das Vergasermodell in einer Parameterstudie verwendet werden, um den Einfluss wesentlicher Betriebsparameter auf den Vergasungsprozess in der Versuchsanlage WSV 400 darzustellen. Als unabhängige Betriebsparameter für die autotherme Wirbelschichtvergasung in einem geometrisch vorgegebenen Reaktor können die Brennstoffqualität (insbesondere der Brennstoffwassergehalt), der Brennstoffmassenstrom, der Vergasungsmittelvolumenstrom (Luftvolumenstrom), die Vergasungsmiteleintrittstemperatur sowie die Bettmaterialart und -menge betrachtet werden. Die Betttemperatur ist kein unabhängiger Betriebsparameter, da sich diese bei der autothermen Betriebsweise zwangsläufig aus den vorangenannten Parametern ergibt. Zur Charakterisierung des Verhältnisses zwischen Brennstoffmassenstrom und Vergasungsmittelvolumenstrom (Luftvolumenstrom) bietet sich die Verwendung der wesentlich gebräuchlicheren Luftzahl an, welche sich wie folgt definiert:

$$\lambda = \frac{\dot{V}_{\text{Luft}}}{\dot{m}_{\text{BR,roh}} \cdot L_{\text{min}}} \quad (\text{Gl. 5.4})$$

Ausgangspunkt der Parameterstudie war ein „Standardbetriebspunkt“, der wie folgt festgelegt war (in Abb. 5.10 mit Punkten kenntlich gemacht):

- Luftvolumenstrom: $50 \text{ m}^3_{\text{i.N.}}/\text{h}$,
- Lufttemperatur: 20°C (keine Luftvorwärmung),
- Luftzahl: $0,40$,
- Brennstoffwassergehalt: 25 Ma.-% ,
- Bettmaterial: 25 kg Sand (Partikelgrößenverteilung wie Anhang A.4).

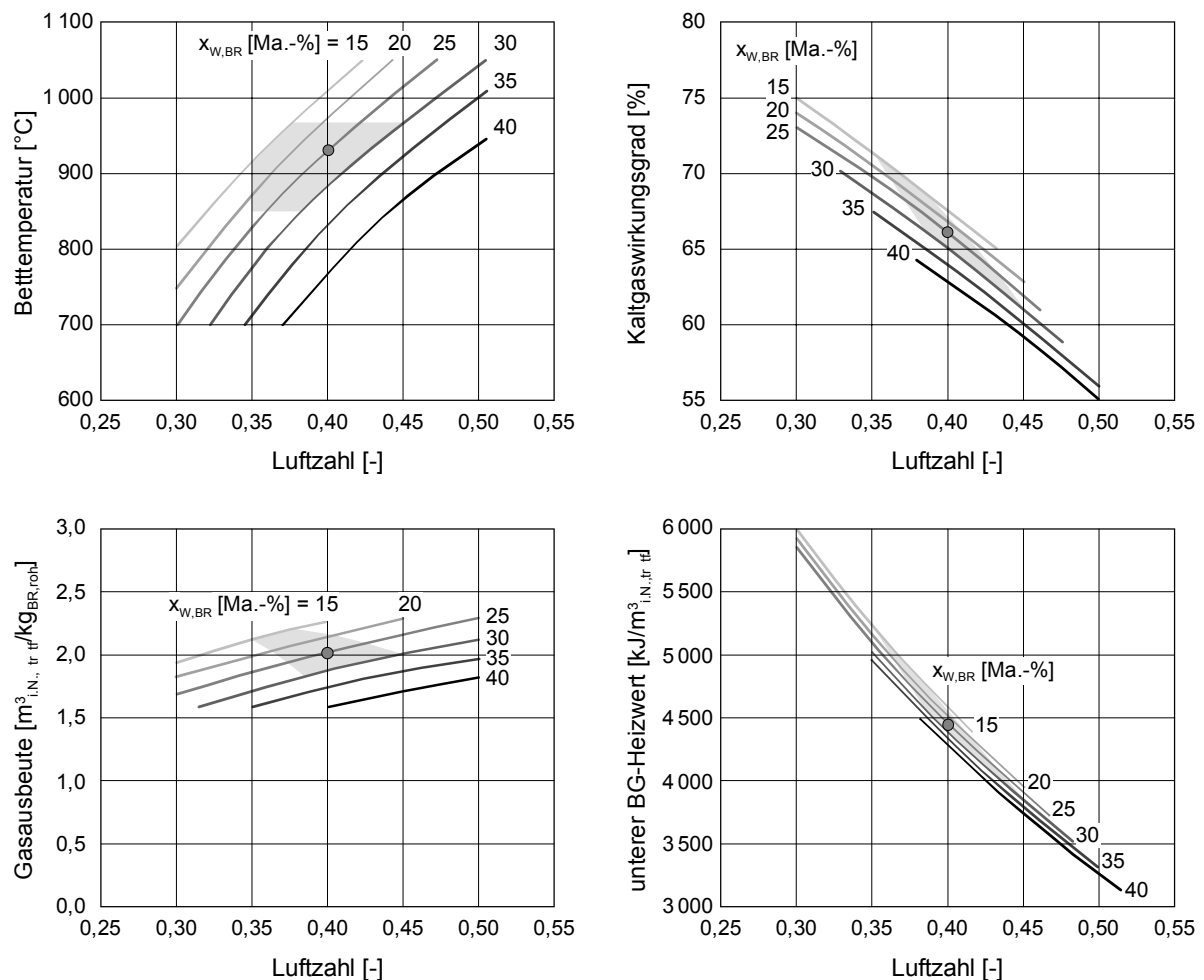


Abb. 5.10: Simulierte Auswirkungen der Luftzahl und des Brennstoffwassergehaltes auf die autotherme Betttemperatur, den Kaltgaswirkungsgrad, die Gasausbeute und den Brenngasheizwert

Um die Übersichtlichkeit dieser Studie zu wahren, wird nur auf die Variation der beiden wesentlichen Betriebsparameter, der Luftzahl und des Brennstoffwassergehaltes, eingegangen. Beide Parameter wurden dabei nur in einem technisch relevanten Bereich von 0,30 bis 0,50 für die Luftzahl und 15 bis 40 Ma.-% für den Brennstoffwassergehalt variiert. Die mit dem Vergasermodell berechneten Einflüsse

dieser beiden Parameter auf die autotherme Betttemperatur, den Kaltgaswirkungsgrad, die Gasausbeute und den Brenngasheizwert sind in Abb. 5.10 (Seite 107) graphisch dargestellt. Hervorzuheben ist der wesentlich größere Einfluss des Brennstoffwassergehaltes auf die autotherme Betttemperatur als auf den Brenngasheizwert. Dies ist damit zu begründen, dass ein erhöhter Brennstoffwassergehalt auf der einen Seite erniedrigend auf die Betttemperatur wirkt, auf der anderen Seite Wasserdampf für die angestrebten Vergasungsreaktionen bereitstellt. Der Kaltgaswirkungsgrad wird umso größer, je geringer Luftzahl und Brennstoffwassergehalt sind. Auch die Gasausbeute steigt mit fallendem Brennstoffwassergehalt, ist aber direkt proportional zur Luftzahl, was damit zusammenhängt, dass neben den brennbaren auch vollständig aufoxidierte Gasbestandteile in der Gasausbeute berücksichtigt sind.

Basierend auf den Ergebnissen der Parameterstudie und den im Abschnitt 5.1 vorgestellten experimentellen Ergebnissen kann ein optimaler Arbeitsbereich für die Wirbelschichtvergasungs-Versuchsanlage WSV 400 abgesteckt werden, der in der Abb. 5.10 (Seite 107) als Schattierung kenntlich gemacht ist. Dieser ist seitens des Brennstoffwassergehaltes nach oben mit 30 Ma.-% begrenzt. Die Untergrenze des Brennstoffwassergehaltes wird nur durch den wirtschaftlichen Aufwand für eine Brennstofftrocknung bestimmt. Bedingt durch das Erfordernis von für den Ablauf der chemischen Reaktionen ausreichenden Betttemperaturen (ca. 850 °C) und werkstoffseitigen Höchsttemperaturen (ca. 950°C) ergibt sich ein optimaler Luftzahlbereich von 0,35 bis 0,45.

5.4 Fehlerbetrachtung

5.4.1 Messfehler

Bei den in den vorangegangenen Abschnitten aufgeführten Messwerten für Temperaturen, Drücke und Gaskonzentrationen handelt es sich um Mittelwerte aus Einzelmessreihen von 30 Minuten bis zu fünf Stunden Dauer, was bei durchschnittlich sechs gespeicherten Messwerten pro Minute 180 bis 1 800 Einzelwerten entspricht. Lediglich die Messreihen zur Bestimmung der Gasqualität im Reaktionsraum wichen von der Vorgabe einer Mindestmesszeit von 30 Minuten ab. Neben den arithmetischen Mittelwerten

$$\bar{x} = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n x_i \quad (\text{Gl. 5.5})$$

sind in den Diagrammen die Messunsicherheiten $\Delta\bar{x}$ kenntlich gemacht, die sich aus der Summierung der zufälligen und systematischen Fehler ergeben

$$\Delta\bar{x} = \Delta\bar{x}_{\text{zuf}} + \Delta\bar{x}_{\text{sys}} \quad (\text{Gl. 5.6}).$$

Die systematischen Messfehler sind mit Ausnahme der Teermesstechnik in Abschnitt 4.2 aufgeführt. Die zufälligen Messfehler entsprechen den Vertrauenshalbbereichen der Mittelwerte

$$\Delta \bar{x}_{\text{zuf}} = \frac{t}{\sqrt{n}} s \quad (\text{Gl. 5.7}),$$

für deren Berechnung die Werte der t-Verteilung, entsprechend der in der industriellen Messtechnik üblichen statistischen Sicherheit von 95 %, aus DIN 1 319 (Teil 3) entnommen wurden. Die Standardabweichungen wurden mit

$$s = \sqrt{\frac{1}{n-1} \sum_{i=1}^n (x_i - \bar{x})^2} \quad (\text{Gl. 5.8})$$

berechnet. Eine Fehlerfortpflanzungsrechnung kann aufgrund des Fehlens eindeutig formulierter funktionaler Zusammenhänge nur für die Berechnungen des Brenngasheizwertes nach (Gl. 5.1) und der Luftzahl nach (Gl. 5.2) durchgeführt werden, was im Anhang A.6 näher dargelegt ist.

5.4.2 Modellungenauigkeiten

Erwartungsgemäß kann mit einem Modell die Wirklichkeit nicht exakt abgebildet werden, was allgemein in den vereinfachenden Modellannahmen und der Genauigkeit der verwendeten globalkinetischen Ansätze und mathematischen Beschreibungen liegt. Als wesentliche Ursachen der Abweichungen zwischen dem beschriebenen Modell und den Messwerten kann, neben den verwendeten kinetischen Ansätzen, die vereinfachte Betrachtung der Brennstoffpartikelströmungsmechanik und die Eindimensionalität genannt werden. Es ist davon auszugehen, dass in realen Wirbelschichten keine homogene Durchmischung vorliegt. Stattdessen wird es zur Bildung von Strähnen kommen, die auch in den Freiraumbereich getragen werden und dort, infolge der temperaturbedingt hohen Gasviskosität, weitergetragen werden. Um diese Phänomene genauer abbilden zu können, sind zwei- oder dreidimensionale Modelle besser geeignet. Diese erfordern allerdings einen wesentlich höheren Aufwand bei der Modellumsetzung.

Während zur Bewertung der Modellgüte berechnete Temperaturen und Gaskonzentrationen mit Messwerten vergleichbar sind, gibt es eine Reihe von Zwischen- und Endergebnissen die aufgrund fehlender oder unverhältnismäßig aufwändiger Messtechnik nicht direkt bewertbar sind. Unter günstigen Umständen können diese aber indirekt mit der Realität verglichen werden, was im Folgenden anhand der Wärmeverluste und des Bettkohlenstoffinventars näher erläutert wird.

Wärmeverluste

Aufgrund der komplizierten geometrischen Gestaltung der Versuchsanlage ist es sehr aufwändig, den Gesamtwärmeverlust wirklichkeitsgetreu zu berechnen. Einfacher ist es, diesen zu messen. Dazu wird

die Versuchsanlage mit elektrisch vorgewärmter Primärluft beaufschlagt und die Eintritts-, Wirbelbett- und Austrittstemperatur nach Erreichen des thermisch stationären Zustandes gemessen. Über die Bilanzierung der eintretenden und austretenden Wärmeströme kann dann der Wärmeverlust des Vergasungsreaktors inklusive der Luftzuführung ermittelt werden. Nachteilig ist nur, dass mittels der elektrisch vorgewärmten Luft nicht die für den Vergaserbetrieb erforderlichen Wirbelbetttemperaturen erreicht werden können. Dies macht eine Extrapolation der bei 400 bis 600 °C Betttemperatur ermittelten Wärmeverluste auf den eigentlichen Betriebsbereich erforderlich. Wird als wesentliche Limitierung der Wärmeverluste die Wärmeleitung durch die Isolationsschichten des Vergasungsreaktors unterstellt, kann die Extrapolation auf Grundlage der einfachen Temperaturdifferenz zwischen Wirbelbett/Freiraum- und Umgebungstemperatur (Exponenten 1,0) erfolgen. Überlagert wird dieser Ansatz durch die mit steigender Temperatur abfallende Wärmedämmwirkung der verwendeten Isolationsmaterialien, welche näherungsweise mit der Potenz 0,25 der Temperaturdifferenz wiedergegeben werden kann. In Summe ergibt dies für den Näherungsansatz der Anlagenwärmeverluste die Potenz 1,25 der Temperaturdifferenz. Wie in Abb. 5.11 dargestellt, tangiert die Extrapolationskurve die höchsten, mit dem Vergasermodell ermittelten, Wärmeverluste. Unter der Extrapolationskurve liegen nur die Wärmeverluste von Versuchen ohne Luftvorwärmung bzw. mit Teillastluftvorwärmung, bei denen keine oder geringere Wärmeverluste über die Luftzuführung zu verzeichnen sind, die bei Vollast bis zu 30 % der Gesamtwärmeverluste ausmachen können.

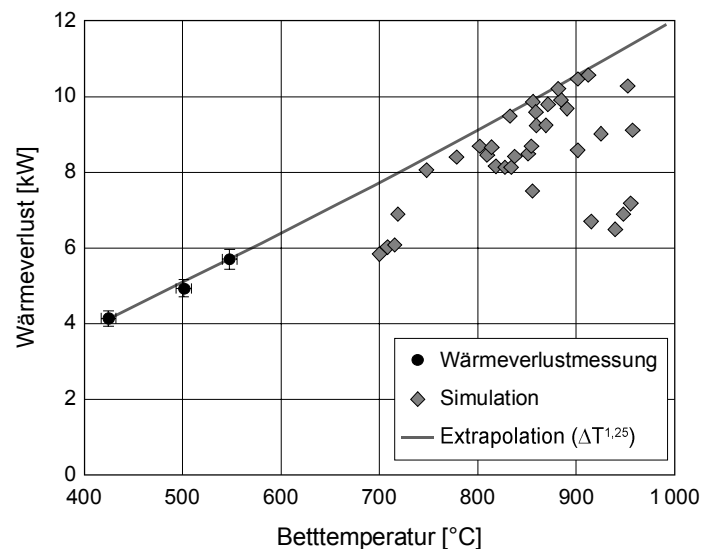


Abb. 5.11: Wärmeverluste des Vergasungsreaktors inklusive der Luftzuführung in Abhängigkeit von der Betttemperatur

Kohlenstoffinventar

Wie bereits in Abschnitt 3.2.7 dargelegt, beinhaltet die rechentechnische Modellumsetzung die Ermittlung des Kohlenstoffinventars im Wirbelbettbereich. Von diesem Zwischenergebnis hängt die Kokskonzentration in der Suspensionsphase und damit der Koksumsatz sowohl über Oxidations- als auch über Vergasungsreaktionen ab. Ob das berechnete Kohlenstoffinventar der Realität entspricht, kann

messtechnisch nur sehr umständlich überprüft werden. REICHEL (1967) schlägt hierzu eine Bettmaterialprobennahme mit einer Vakuumentnahmelanze vor. Theoretisch wäre auch eine Rückrechnung über den Bettdruckverlust möglich, was jedoch in Anbetracht der im Verhältnis zum Inertbettmaterial geringen Kohlenstoffmasse, in Verbindung mit den Messunsicherheiten der verwendeten Differenzdrucktransmitter, äußerst fehlerbehaftet ist. Deshalb wird zur Ermittlung des Kohlenstoffinventars im Rahmen dieser Arbeit auf Abschaltversuche zurückgegriffen. Bei Abschaltversuchen wird die Brennstoffzufuhr der im stationären Vergasungsmodus laufenden Vergasungsanlage zum Zeitpunkt t_0 unterbrochen. Daraufhin brennt der zum Abschaltzeitpunkt im Wirbelbett vorhandene Kohlenstoff vollständig ab, was dadurch zum Ausdruck kommt, dass der Sauerstoffgehalt des Brenn-/Rauchgases nach einer bestimmten Zeit den Wert des Luftsauerstoffgehaltes annimmt. Aus der Bilanzierung des Sauerstoffverbrauches durch die Kohlenstoffoxidation zu Kohlenmonoxid und -dioxid kann auf die zum Abschaltzeitpunkt im Bett befindliche Kohlenstoffmenge rückgeschlossen werden. Die dabei verwendeten Bilanzgleichungen sind im Anhang A.7 aufgeführt. In der Abb. 5.12 sind mit dem Vergasermode modell berechnete Kohlenstoffinventare zusammen mit denen mittels Abschaltversuchen bilanzierten Kohlenstoffinventare in Abhängigkeit von der Wirbelbetttemperatur dargestellt. Obwohl, bedingt durch Modell- wie auch Messungenauigkeiten, keine Übereinstimmung festgestellt werden kann, liegen die mit beiden Methoden ermittelten Kohlenstoffinventare im selben Größenbereich, was die Richtigkeit der Modellierung bestätigt. Zu bemerken ist hierbei, dass die Abschaltversuche nicht gezielt durchgeführt wurden. Sie fielen nur als „Abfallprodukt“ am Ende einiger Versuchstage an und konnten, bedingt durch die unzureichende Datenaufzeichnung beim Abschalten der Anlage, nur teilweise ausgewertet werden.

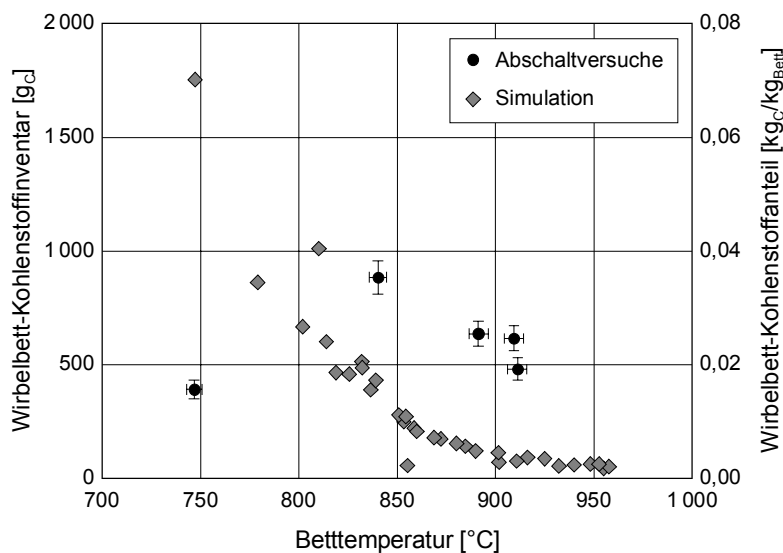


Abb. 5.12: Berechnete und durch Abschaltversuche ermittelte Kohlenstoffinventare im Wirbelschichtbereich in Abhängigkeit von der Betttemperatur

6 Zusammenfassung und Ausblick

Die energetische Nutzung von Holz und auch anderen Biomassen stellt einen Beitrag zur nachhaltigen Energieversorgung auf Basis einheimischer Energieträger dar und sollte nicht vernachlässigt werden. Da Biomasse eine Speicherform der Sonnenenergie ist, kann diese, im Gegensatz zu anderen regenerativen Energiequellen (Wind, Solarenergie), zur bedarfssynchronen Energiebereitstellung genutzt werden. Bedingt durch den Anfall von Holz und anderen Biomassen „in der Fläche“, sind kleine, dezentrale Konversionsanlagen zu bevorzugen, um wirtschaftlich und ökologisch fragwürdige Transporte dieser Brennstoffe zu vermeiden. Die höchste Wertschöpfung kann dabei durch Verstromung erzielt werden. Dies erfordert aber aufwändige Technologien, die bei kleinen, dezentralen Anlagengrößen nur geringe elektrische Wirkungsgrade aufweisen. Höhere elektrische Wirkungsgrade, bei geringeren spezifischen Aufwendungen für die Errichtung und den Betrieb, versprechen Biomassevergasungsanlagen in Kombination mit Verbrennungsmotoren. Für die dezentrale Vergasung von Holz bieten sich stationäre Wirbelschichtvergaser, insbesondere im Hinblick auf geringen Brennstoffaufbereitungsaufwand und gute Regelbarkeit, an.

Mit der Wirbelschichtvergasungs-Versuchsanlage WSV 400 konnte die Wirksamkeit des verfahrenstechnischen Konzeptes der dezentralen, autothermen Vergasung von biogenen Rest- und Abfallstoffen nachgewiesen werden. Es wurden, in Abhängigkeit des Brennstoffwassergehaltes, Brenngase mit Heizwerten von 3 000 bis 5 500 kJ/m³_{i.N.} erzeugt. Bei diesen Versuchen wurde naturbelassenes Holz in Form von Hackschnitzeln mit Wassergehalten von 15 bis 62 Ma.-% eingesetzt, wobei der stabile Vergaserbetrieb mit Erzeugung von qualitativ ausreichenden Brenngaszusammensetzungen nur mit Brennstoffwassergehalten bis 36 Ma.-% möglich war. Als optimale Betriebsparameter konnten Brennstoffwassergehalte bis 30 Ma.-% und Luftzahlen von 0,35 bis 0,45 abgesteckt werden.

Für die wissenschaftliche Beschreibung der bei der Holzvergasung in stationären Wirbelschichtanlagen ablaufenden Prozesse und zur Vorhersage von Gasqualitäten und Anlagenleistungen wurde im Rahmen dieser Arbeit ein vereinfachtes kinetisches Modell abgeleitet. In einer vorangestellten Literaturrecherche wurde festgestellt, dass die Modellierung der Biomassevergasung in Wirbelschichten mit Gleichgewichtsmodellen nicht zielführend ist und kinetische Modelle erforderlich sind. Das abgeleitete eindimensionale und hinsichtlich der Brennstoffpartikelströmungsmechanik vereinfachte kinetische Modell erwies sich geeignet, um die Vorgänge in kleinen Holzvergasungsanlagen mit stationärer Wirbelschicht beschreiben zu können. Durch die Modellierung konnte aufgezeigt werden, dass bei stationären Wirbelschichtvergasern ca. 90 Ma.-% des gesamten Reaktionsumsatzes im Wirbelschichtbereich stattfinden. Die Hauptumsätze erfolgen dabei über die Pyrolyse, gefolgt von den heterogenen Vergasungsreaktionen, den Gasoxidationsreaktionen und der thermischen Teerzersetzung. Die Reaktionsumsätze im Freiraumbereich sind aufgrund fehlenden Sauerstoffs und geringer Kokskonzentration nur klein und erstrecken sich im Wesentlichen auf den unteren Bereich.

Hinsichtlich des Toleranzbereiches zwischen gemessenen und berechneten Werten ist zu bemerken, dass eine hundertprozentige Übereinstimmung selbst mit den umfangreichsten Modellen nicht erreichbar ist. Die Vereinfachungen und Einschränkungen in den Modellannahmen führen immer zu Abweichungen zwischen gemessenen und berechneten Werten, die durch systematische und zufällige Fehler bei den Messungen noch verstärkt werden. Es ist demzufolge nicht möglich, ein Berechnungsmodell als gut oder als schlecht zu bewerten. Vielmehr kann nur festgestellt werden, ob ein Modell die Wirklichkeit ausreichend genau wiedergibt und ob der dazu erforderliche Aufwand akzeptabel ist. Gerade im vorliegenden Modell ist festzustellen, dass der verhältnismäßig geringe Modellaufwand hinsichtlich der formulierten mathematischen Zusammenhänge und ihrer rechentechnischen Umsetzung in einem sehr guten Verhältnis zur erreichten Modellgenauigkeit steht. Zwar besteht die Möglichkeit zur Verbesserung der Modellgenauigkeit, der dafür erforderliche Aufwand ist aber um ein Vielfaches höher als der Zugewinn an Genauigkeit.

Hauptproblem der Biomassevergasung ist und bleibt die Bildung höherer Kohlenwasserstoffe (Teere). Zur betriebssicheren Minderung der Teere besteht weiterer Forschungsbedarf, soll diese Technologie erfolgreich in der Energiewirtschaft eingesetzt werden. Dabei bieten sich zwei grundsätzliche Herangehensweisen an, die unter Umständen auch miteinander kombiniert werden können.

Die erste Herangehensweise beinhaltet Maßnahmen zur Minderung der Teerfreisetzung oder -reduzierung im Vergasungsreaktor (Primärmaßnahmen). Bei Wirbelschichtvergasern kommen dabei vorrangig Bettmaterialien oder Additive in Betracht, die die Teerzersetzung katalytisch beschleunigen, wie z.B. Dolomit, Olivin sowie Nickel- und andere Katalysatoren (DAYTON 2002).

Bei der zweiten Herangehensweise werden nachgeschaltete Apparate und Verfahren zur Teerreduzierung eingesetzt (Sekundärmaßnahmen). Einfachste Sekundärmaßnahmen sind Gaswäschen, bei denen die Teere auskondensiert oder in den Waschflüssigkeiten adsorbiert werden. Neben Wasser eignen sich als Waschflüssigkeiten auch mineralische und biologische Öle (SPITZ 1999). Nachteil der Waschverfahren ist der Anfall von mit Teeren beladener Waschflüssigkeit, die entsorgt oder verwertet werden muss.

Eine andere Strategie wird mit sekundären katalytischen Verfahren verfolgt, bei denen die im Brenngas befindlichen Teere hauptsächlich über Dampfreformingkatalysatoren in niedere Kohlenwasserstoffe oder Permanentgase gespalten werden (ISING 2002, GOHLA et al. 2002). Vorteile dieser, in der Erprobung befindlichen Teerminderungsverfahren, sind die Vermeidung zu entsorgender Waschflüssigkeiten sowie die Nutzbarmachung der in den Teeren enthaltenen chemischen Energie. So wird die anhand der Permanentgaskonzentrationen charakterisierbare Brenngasqualität durch hohe Umsätze der katalytischen Teerspaltung verbessert. Mit diesem Verfahren sind motorenunkritische Reingasteerbelastungen von 50 bis 100 mg/m³_{i.N.} realisierbar. Jedoch muss insbesondere das Langzeitverhalten der hauptsächlich verwendeten Nickelkatalysatoren noch weiter untersucht werden (ISING 2002).

Das im Rahmen dieser Arbeit erstellte Vergasermodell kann hinsichtlich der Brenngasreinigung mit Modellen sowohl für die primäre als auch sekundäre Teerminderung erweitert werden. Darüber hinaus

besteht die Möglichkeit der Einbindung von Modellen vor- und nachgelagerter Prozesse (Trocknung, Verbrennungsmotor, Energienutzung), womit die gesamte Prozesskette über ein Gesamtmodell beschreibbar wäre.

Weiterhin besteht Forschungsbedarf hinsichtlich der mehrdimensionalen Messung der Gasqualitäten im Reaktionsraum von Wirbelschichtvergasern, insbesondere im Wirbelbettbereich, um die Aussagen theoretischer Modelle verifizieren zu können. Dazu ist eine verbesserte Messtechnik erforderlich, die schnelle und gleichzeitige Messungen an verschiedenen Positionen ermöglicht. Für diese Aufgabe könnten gaspotenziometrische Messverfahren zum Einsatz kommen, deren Eignung für reduzierende Atmosphären RAU (1984) und SCHOTTE (2003) bereits in Laboranlagen nachgewiesen haben.

Literatur

- ABATZOGLOU, N.; BARKER, N.; HASLER, P.; KNOEF, H. (2000):
The Development of a Draft Protocol for the Sampling and Analysis of Particulate and Organic Contaminants in the Gas from Small Biomass Gasifiers.
Biomass and Bioenergy 18 (2000) 5-17
- AHLHAUS, M. (1995):
Die Pyrolyse als Vorstufe der energetischen Nutzung lignocellulosischer Roh- und Abfallstoffe.
Dissertation, Technische Universität Berlin, 1995
- AICHERNIG, C.; HOFBAUER, H.; RAUCH, R.; KOCH, R. (2004):
Biomassekraftwerk Güssing: Erfolgreiche Demonstration der Wasserdampf-Vergasung.
10. Internationaler Kongress für nachwachsende Rohstoffe und Pflanzenbiotechnologie (NAROSSA), Magdeburg, 07.-08.06.2004, Tagungsband
- ALTAFINI, C. R.; WANDER, P. R.; BARRETO, R. M. (2003):
Prediction of the Working Parameters of a Wood Waste Gasifier Through an Equilibrium Model.
Energy Conversion and Management 44 (2003) 2763-2777
- ANDRIES, J.; DE JONG, W.; HOPPESTEYN, P.; ÜNAL, Ö.; HEIN, K. R. G. (2000):
Fluidized Bed Gasification of Miscanthus and Coal, High Temperature Gas Cleaning Using a Ceramic Channel-Flow Filter and Combustion of the Low Calorific Value Fuel Gas in a Gas Turbine Combustor.
VDI-Berichte Nr. 1535, S. 211-218, 2000
- ANONYMUS (1992 A):
CHN-1000 Makroproben Elementar-Analysator.
Produktblatt, Fa. LECO Instrumente GmbH, Kirchheim, 1992
- ANONYMUS (1992 B):
Drucksensoren.
Katalog E15, Fa. Honeywell Regelsysteme GmbH, Offenbach, 1992
- ANONYMUS (1992 C):
Gasanalysensystem zur Emissions-Überwachung.
Betriebshandbuch, Fa. Fisher-Rosemount, Hanau, 1992
- ANONYMUS (1993):
Neue Datenblätter für gefährliche Arbeitsstoffe nach der Gefahrstoffverordnung.
Teil 12, Datenblatt 937 (Kohlenmonoxid), WEKA Fachverlag, Augsburg, 1993
- ANONYMUS (1998):
Herstellerverzeichnis Feuerungsanlagen für Festbrennstoffe.
Landesgewerbeamt Baden-Württemberg, Karlsruhe, 1998
- ANONYMUS (2001):
Aufbau und Anwendung von Thermoelementen.
Typenblatt 90.1000, Fa. Juchheim GmbH & Co, Fulda, 2001
- ANONYMUS (2004):
Schwebekörper Durchflussmesser H 250/M9.
Produktblatt, Fa. Krohne, Duisburg, 2004
- ARTHUR, J. R. (1951):
Reactions between Carbon and Oxygen.
Transactions of the Faraday Society 47 (1951) 164-178 (zitiert in HAMEL 2001)
- AZNAR, M. P.; GARCIA-GORRIA, F. A.; CORELLA, J. (1987):
Segregacion en la Fluidizacion de Mezclas de Residuos Agricolas y Forestales con Arena.
Perfiles Longitudinales de Concentracion.
Anales de Quimica 85 (1987) 100-108

- BAASKE, W. (1999):
Die Holzvergasung am Beispiel des Biomasse-Heizkraftwerkes in Eckernförde.
2. Fachsymposium „Stand der Holzvergaser-Technik und Anpassung an den Stirling-Motor“,
Karlsruhe, 09.12.1999, Tagungsband, S. 83-92
- BABU, B. V.; SHETH, P. N. (2004):
Modeling and Simulation of Downdraft Biomass Gasifier.
International Symposium and 57th Annual Session of IChE in association with AIChE, Mumbai
(Indien), 27.-30.12.2004
- BAJOHR, S.; HOFERER, J.; REIMERT, R.; SCHAUB, G. (2002):
Thermische und katalytische Umsetzung von Kohlenwasserstoffen in Rohgasen aus der Pyro-
lyse und aus der Vergasung von Biomassen.
DGMK-Fachbereichstagung „Energetische Nutzung von Biomassen“, Velen, 22.-24.04.2002,
Tagungsband, S. 167-174
- BARIN, I.; PLATZKI, G. (1995):
Thermochemical Data of Pure Substances.
3. Auflage, VCH-Verlag, Weinheim (u.a.), 1995
- BAUERMEISTER, U.; SPINDLER, H. (2002):
Realisierung einer Pilotanlage zur Holzvergasung am Standort Leuna.
8. internationaler Fachkongress für nachwachsende Rohstoffe und Pflanzenbiotechnologie
(NAROSSA), Magdeburg, 10.-11.06.2002, Tagungsband
- BAUMLIN, S.; BROUST, F.; FERRER, M.; MEUNIER, N.; MARTY, E.; LEDE, J. (2005):
The Continuous Self Stirred Tank Reactor: Measurement of the Cracking Kinetics of Biomass
Pyrolysis Vapours.
Chemical Engineering Science 60 (2005) 41-55
- BAUMÜLLER, A.; SCHIEL, W. (2000):
Hunderttausend Stunden Betriebserfahrung mit stationären Stirlingmotoren – kann die Markt-
einführung beginnen?
Europäisches Stirling Forum 2000, Osnabrück, 22.-24.02.2000, Tagungsband, S. 239-246
- BECHER, S.; KALTSCHMITT, M. (1997):
Großanlagen zur Wärme- und Stromerzeugung.
In: Biomasse – nachwachsende Energie aus Land- und Forstwirtschaft. 2. überarb. Auflage,
Centrale Marketing-Gesellschaft der deutschen Agrarwirtschaft (CMA), Bonn, 1997
- BECHER, S.; KALTSCHMITT, M.; FRÜHWALD, A. (1995):
CO₂-Substitutionspotenzial und CO₂-Minderungskosten einer energetischen Nutzung fester
Biomassen in Deutschland.
Brennstoff Wärme Kraft, Bd. 47 (1995) Nr. 1/2, S. 33-38
- BECKERS, W. (1999):
Thermolytische Verarbeitung kommunalen Klärschlammes und anderer biogener Abfallstoffe.
Dissertation, Universität Oldenburg, 1999
- BEHRENDT, F.; WILMES, B. (2003):
Modell zur Beschreibung der Vergasung eines Holzpartikels.
VDI-Berichte 1750, S. 681-686, 2003
- BEIER, C.; DÖTSCH, C. (2003):
Einsatz, Potenziale, Perspektiven umweltfreundlicher Energien in Deutschland.
Studie, Stiftung Nagelschneider / Fraunhofer UMSICHT, Oberhausen, 2003
- BIERTER, W.; GAEGAUF, C. (1982):
Holzvergasung – umweltfreundliche und effiziente Energieholznutzung.
Verlag C. F. Müller, Karlsruhe, 1982
- BILBAO, R.; SALVADOR, M. L.; ARAUZO, J.; MURILLO, M. B. (1991):
Modelling of the Product Distribution in the Pyrolysis of Lignocellulosic Wastes.
6th E.C. Conference „Biomass for Energy, Industry and Environment“, Athen, April 1991,
Tagungsband, S. 747-751
- BILODEAU, F.-J.; THERIEN, N.; PROULX, P.; CZERNIK, S.; CHORNET, E. (1993):
A Mathematical Model of Fluidized Bed Biomass Gasification.
The Canadian Journal of Chemical Engineering 71 (1993) 549-557

- BINGYAN, X.; CHUANGZHI, W.; ZHENG FEN, L.; XI GUANG, Z. (1992):
Kinetic Study on Biomass Gasification.
Solar Energy 49 (1992) 199-204
- BLUM, B.; MACKE, H. (2001):
BIGCC Biomass Integrated Combined Cycle Demonstration Plant Siebenlehn put into Operation.
First Ever Meeting of IEA Thermal Gasification of Biomass Task in Germany, Dresden, 21.-23.11.2001, Tagungsband, S. 62-65
- BMW (2002):
Energie Daten 2002.
Bundesministerium für Wirtschaft und Technologie, Berlin, 2002
- BOCKELMANN, C. (1995):
Zusammensetzung, Sortierung und Verwertung von Altholz in der Bundesrepublik Deutschland.
Dissertation, Technische Universität Braunschweig, 1995
- BOIE, W. (1957):
Vom Brennstoff zum Rauchgas: Feuerungstechnisches Rechnen mit Brennstoffkenngrößen und seine Vereinfachung mit Mitteln der Statistik.
Teubner Verlag, Leipzig, 1957
- BORGHARDT, R. E. (1996):
Ermittlung von stoff- und verfahrensbezogenen Brennstoffcharakteristika in Wirbelschichtfeuerungen als Eingangsparameter für ein Simulationsmodell.
Dissertation, Universität Magdeburg, 1996
- BRAMMER, J. G.; BRIDGWATER, A. V. (2002):
The Influence of Feedstock Drying on the Performance and Economics of a Biomass Gasifier-Engine CHP System.
Biomass and Bioenergy 22 (2002) 271-281
- BRÄNDLE, B.; ZOTTER, T.; MORY, A. (2000):
Biococomb – Mitverbrennung von Biomasse in Kohlekesseln nach Vergasung in der Wirbelschicht.
VDI-Berichte Nr. 1535, S. 219-234, 2000
- BRANDT, F. (1991):
Brennstoffe und Verbrennungsrechnung.
FDBR-Fachbuchreihe, Band 1, 2. Auflage, Vulkan-Verlag, Essen, 1991
- BRAUER, H. (1971):
Grundlagen der Einphasen- und Mehrphasenströmung.
Sauerländer Verlag, Frankfurt, 1971 (zitiert in HARTGE 1989)
- BRIDGWATER, A. V. (1995):
The Technical and Economic Feasibility of Biomass Gasification for Power Generation.
Fuel 74 (1995) 631-653
- BRUNNER, W. (1997):
Energetische Verwertung von Holzresten in einem Möbelwerk mit dem Thermo-Prozessor.
In: MARUTZKY, R. (Hrsg.): Moderne Feuerungstechnik zur energetischen Verwertung von Holz und Holzabfällen. Springer-VDI-Verlag, Düsseldorf, 1997
- BUCHBERGER, H. (1998):
Stromerzeugung aus Biomasse – eine umfassende Studie.
Dissertation, Technische Universität Wien, 1998
- BÜHLER, R.; HASLER, P. (1997):
Stand und Entwicklung der Vergasungstechnik.
VDI-Berichte 1319, S. 81-107, 1997
- BUTTKER, B.; SEIFERT, W. (1998):
Betriebserfahrungen bei der Herstellung des Werkstoffes Methanol durch Vergasung im SVZ.
In: BORN, M.; BERGHOFF, R. (Hrsg.): Vergasungsverfahren für die Entsorgung von Abfällen. Springer-VDI-Verlag, Düsseldorf, 1998.

- CARL, J.; FRITZ, P. (1994):
Noell-Konversionsverfahren zur Verwertung und Entsorgung von Abfällen.
EF-Verlag, Berlin, 1994
- CARLSEN, H. (2000):
Progress Report – 35 kW Stirling Engines for Biomass.
Europäisches Stirling Forum 2000, Osnabrück, 22.-24.02.2000, Tagungsband, S. 193-200
- CHEN, G.; ANDRIES, J.; LUO, Z.; SPLIETHOFF, H. (2003):
Biomass Pyrolysis/Gasification for Product Gas Production: The Overall Investigation of Parametric Effects.
Energy Conversion and Management 44 (2003) 1875-1884
- CHEN, W. J.; SHEU, F. R.; SAVAGE, R. L. (1987):
Catalytic Activity of Coal Ash on Steam Methane Reforming and Water-Gas Shift Reactions.
Fuel Processing Technology 16 (1987) 279-288 (zitiert in HAMEL 2001)
- CORELLA, J.; AZNAR, M. P.; DELGADO, J.; ALDEA, E. (1991):
Steam Gasification of Cellulosic Wastes in a Fluidized Bed with Downstream Vessels.
Industrial and Engineering Chemistry Research 30 (1991) 2252-2262
- CORELLA, J.; CABALLERO, M. A.; AZNAR, M. P.; GIL, J.; BRAGE, C. (2000 A):
A 6-Lump Model for the Kinetics of the Catalytic Tar Removal in Biomass Gasification.
1st World Conference „Biomass for Energy and Industry“, Sevilla (Spanien), 05.-09.06.2000
- CORELLA, J.; HERGUIDO, J.; TOLEDO, J. M.; GOMEZ-CIVICOS, J. I. (2000 B):
Modeling Fluidized Bed Biomass Gasifiers. Part II: Gasification with Steam in a Bubbling Fluidized Bed.
1st World Conference „Biomass for Energy and Industry“, Sevilla (Spanien), 05.-09.06.2000
- CORELLA, J.; SANZ, A. (2005):
Modeling Circulating Fluidized Bed Biomass Gasifiers. A Pseudo-Rigorous Model for Stationary State.
Fuel Processing Technology 68 (2005) 1021-1053
- COURSON, C.; MAKAGA, E.; PETIT, C.; KIENNEMANN, A. (2000):
Development of Ni Catalysts for Gas Production from Biomass Gasification. Reactivity in Steam- and Dry-Reforming.
Catalysis Today 63 (2000) 427-437
- DAVIDSON, J. F. (1961):
Symposium on Fluidization – Discussion.
Transactions of the Institution of Chemical Engineers 39 (1961) 230-232 (zitiert in HILLIGARDT 1986)
- DAVIDSON, J. F.; SCHÜLER, B. O. G. (1960):
Bubble Formation at an Orifice in an Inviscid Liquid.
Transactions of the Institution of Chemical Engineers 38 (1960) 335 (zitiert in HILLIGARDT 1986)
- DAYTON, D. (2002):
A Review of the Literature on Catalytic Biomass Tar Destruction.
Report 510-32815, NREL National Renewable Energy Laboratory, Golden, Colorado (USA), 2002
- DEIMLING, S.; KALTSCHMITT, M. (2000):
Biogene Festbrennstoffe als nachwachsende Energieträger.
In: Leitfaden Bioenergie – Planung, Betrieb und Wirtschaftlichkeit von Bioenergieanlagen. Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e.V. (Hrsg.), Gülzow, 2000
- DE JONG, W.; ÜNAL, Ö.; ANDRIES, J.; HEIN, K. R. G.; SPLIETHOFF, H. (2003):
Biomass and Fossil Fuel Conversion by Pressurised Fluidised Bed Gasification Using Hot Gas Ceramic Filters as Gas Cleaning.
Biomass and Bioenergy 25 (2003) 59-83
- DELGADO, J.; AZNAR, M. P.; CORELLA, J. (1997):
Biomass Gasification with Steam in Fluidized Bed: Effectiveness of CaO, MgO and CaO-MgO for Hot Raw Gas Cleaning.
Industrial and Engineering Chemistry Research 36 (1997) 1535-1543

- DEMIRBAS, A. (2002):
Gaseous Products from Biomass by Pyrolysis and Gasification: Effects of Catalyst on Hydrogen Yield.
Energy Conversion and Management 43 (2002) 897-909
- DEPNER, H. (1998):
Untersuchungen zur katalytischen Umsetzung flüchtiger Schwelprodukte in Rohgasen der Verkokung und Vergasung fester Brennstoffe.
Dissertation, Universität Karlsruhe, 1998
- DE SOUSA, L. C. R. (2001):
Gasification of Wood, Urban Wastewood and other Wastes in a Fluidised Bed Reactor.
Dissertation, Eidgenössische Technische Hochschule Zürich, 2001
- DE SOUZA-SANTOS, M. L. (1989):
Comprehensive Modelling and Simulation of Fluidized Bed Boilers and Gasifiers.
Fuel 68 (1989) 1507-1521
- DI BLASI, C. (2000):
Dynamic Behaviour of Stratified Downdraft Gasifiers.
Chemical Engineering Science 55 (2000) 2931-2944
- DIMOVA, T.; SCHMID, C.; MÜHLEN, H.-J. (2000):
Die Gestufte Reformierung – ein neues Verfahren zur Gewinnung von Energie und Wasserstoff aus biogenen Reststoffen.
DGMK-Fachbereichstagung „Energetische und stoffliche Nutzung von Abfällen und Biomassen“, Velen, 10.-12.04.2000, Tagungsband, S. 39-46
- ECKERMAN, E. (1986):
Alte Technik mit Zukunft – die Entwicklung des Imbert-Generators.
Oldenbourg Verlag, München, 1986
- ECKERT, F.; VAN HOVE, J. (1943):
Die permanenten Gase als Motorkraftstoffe.
Verlag Joh. Kasper & Co., Berlin, 1943
- ERGUN, S. (1952):
Fluid Flow Through Packed Columns.
Chemical Engineering and Processing 48 (1952) 89-94 (zitiert in HILLIGARDT 1986)
- FEILER, P. (1972):
Die Wirbelschicht: Ein neuer Aggregatzustand.
Schriftenreihe des Firmenarchives der BASF AG, Ludwigshafen, 1972
- FIASCHI, D.; MICHELINI, M. (2001):
A Two-Phase One-Dimensional Biomass Gasification Kinetics Model.
Biomass and Bioenergy 21 (2001) 121-132
- FIELD, M. A.; GILL, D. W.; HAWKSLEY, P. G. W.; MORGAN, B. B. (1967):
Combustion of Pulverized Coal.
Cheney & Sons Ltd., Banbury (England), 1967 (zitiert in HAMEL 2001)
- FIETZ, C. (1987):
Ermittlung der verbrennungstechnischen Eigenschaften von Biomasse für Wirbelschichtfeuerungen.
Diplomarbeit, Technische Universität Wien, 1987
- FINGER, U. (1999):
Wendelrohrvergaser mit Umwälzfilter.
2. Fachsymposium „Stand der Holzvergaser-Technik und Anpassung an den Stirling-Motor“, Karlsruhe, 09.12.1999, Tagungsband, S. 54-64
- FINGER, U. (2001):
Neuer Doppelrohrvergaser.
4. Internationales Fachsymposium „Marktreife Holzvergaser-Technik und motorische Verbrennung von Holzgas“, Karlsruhe, 13.12.2001, Tagungsband, S. 46-50

- FINGER, U. (2004):
Schwefelfreier Gasbrennstoff aus Naturrohstoffen für MCFC-Brennstoffzellen.
Pro3-Symposium „Schmelzkarbonat-Brennstoffzellen – von der Grundlagenforschung zur Anwendungstechnik“, Magdeburg, 27.04.2004, Tagungsband, S. 12
- FROMET, G. F.; BISCHOFF, K. B. (1979):
Chemical Reactor Analysis and Design.
John Wiley & Sons, New York, 1979 (zitiert in RUMPEL 2000)
- FRÜHWALD, A. (1990):
Holzbe- und -verarbeitung.
VDI-Berichte Nr. 794, S. 9-21, 1990
- GARCIA, X. A.; HÜTTINGER, K. J. (1989):
Steam Gasification of Naphthalene as a Model Reaction of Homogeneous Gas/Gas Reactions during Coal Gasification.
Fuel 68 (1989) 1300-1310
- GARTNER, B.; KUCHLING, P.; KUCHLING, T.; CHUDZINSKI, S. (2002):
Katalytische Spaltung von höheren Kohlenwasserstoffen in Rohgasen aus der Holzverkohlung.
DGMK-Fachbereichstagung „Energetische Nutzung von Biomassen“, Velen, 22.-24.04.2002, Tagungsband S. 159-165
- GELDART, D. (1973):
Types of Gas Fluidisation.
Powder Technology 7 (1973) 285-292
- GERDES, C. (2001):
Pyrolyse von Biomasse-Abfall: Thermochemische Konversion mit dem Hamburger-Wirbelschichtverfahren.
Dissertation, Universität Hamburg, 2001
- GIESELER, G. (1988):
Energetische Nutzung der Biomasse.
In: BOHN, T. (Hrsg.): Nutzung regenerativer Energie. Technischer Verlag Resch, Gräfelung / Verlag TÜV Rheinland, Köln, 1988
- GIL, J.; CORELLA, J.; AZNAR, M. P.; CABALLERO, M. A. (1999):
Biomass Gasification in Atmospheric and Bubbling Fluidized Bed: Effect of the Type of Gasifying Agent on the Product Distribution.
Biomass and Bioenergy 17 (1999) 389-403
- GOHLA, M.; HOYER, L.; LEMIN, B.; TEPPER, H. (2002):
Brenngasreinigung bei der Holzvergasung in der stationären Wirbelschicht.
8. internationaler Fachkongress für nachwachsende Rohstoffe und Pflanzenbiotechnologie (NAROSSA), Magdeburg, 10.-11.06.2002, Tagungsband
- GÖRNER, K. (1991):
Technische Verbrennungssysteme – Grundlagen, Modellbildung, Simulation.
Springer-Verlag, Berlin, Heidelberg, 1991
- GOY, G. C.; WITTKKE, F.; ZIESING, H.-J.; REHBOCK, M.; JÄGER, F.; KUNZ, P.; MANNSBART, W.; POPPKE, H. (1987):
Erneuerbare Energiequellen – Abschätzung des Potenzials in der Bundesrepublik Deutschland bis zum Jahr 2000.
Oldenbourg Verlag, München, Wien, 1987
- GREIL, C.; VIERRATH, H. (2000):
Fuel Gas from Biomass – Utilisation Concepts.
DGMK-Fachbereichstagung „Energetische und stoffliche Nutzung von Abfällen und Biomassen“, Velen, 10.-12.04.2000, Tagungsband, S. 337-342
- GROENEVELD, M. J. (1980):
The Co-Current Moving Bed Gasifier.
Dissertation, Technische Hochschule Twente, Enschede (Niederlande), 1980

- GRUBER, E. (2000):
Makromolekulare Chemie, Ökologie und Ökonomie der nachwachsenden Rohstoffe.
Vorlesungsscript, Technische Universität Darmstadt, 2000
(<http://www.cellulose-papier.chemie.tu-darmstadt.de>)
- GUMZ, W. (1952):
Vergasung fester Brennstoffe – Stoffbilanz und Gleichgewicht.
Springer-Verlag, Berlin, Göttingen, Heidelberg, 1952
- HAAVISTO, I. (2001):
Finnische Festbettvergasungsanlagen.
4. Internationales Fachsymposium „Marktreife Holzvergaser-Technik und motorische Verbrennung von Holzgas“, Karlsruhe, 13.12.2001, Tagungsband, S. 33-37
- HAHN, W. (1994):
Vergasung nachwachsender Rohstoffe in der zirkulierenden Wirbelschicht – Umsetzung der CO₂-Reduktionsziele durch Kraft-Wärme-Kopplung mit integrierter Biomassenvergasung.
Dissertation, Rheinisch-Westfälische Technische Hochschule Aachen, 1994
- HAMEL, S. (2001):
Mathematische Modellierung und experimentelle Untersuchung der Vergasung verschiedener fester Brennstoffe in atmosphärischen und druckaufgeladenen stationären Wirbelschichten.
Dissertation, Universität Siegen, 2001
- HAMEL, S.; FUNK, G.; KRUMM, W.; MERTENS, C. (2001):
Integrierte Pyrolyse und Verbrennung von Biomassen.
VDI-Berichte Nr. 1629, S. 3-10, 2001
- HAMEL, S.; HASSELBACH, H.; KRUMM, W. (2002):
Theoretische Untersuchung des Teerumsatzes bei der Wirbelschichtvergasung.
DGMK-Fachbereichstagung „Energetische Nutzung von Biomassen“, Velen, 22.-24.04.2002, Tagungsband, S. 143-150
- HAMEL, S.; KRUMM, W.; TEPPER, H.; KÄFERSTEIN, P. (2000):
Theoretische und experimentelle Untersuchung des Betriebsverhaltens einer Wirbelschichtanlage zur Holzvergasung.
DGMK-Fachbereichstagung „Energetische und stoffliche Nutzung von Abfällen und Biomassen“, Velen, 10.-12.04.2000, Tagungsband, S. 7-14
- HARTGE, E.-U. (1989):
Experimentelle Untersuchungen zur lokalen Strömungsmechanik zirkulierender Wirbelschichten.
Dissertation, Technische Universität Hamburg-Harburg, 1989
- HARTMANN, H. (1997):
Brennstoffmerkmale und Möglichkeiten zur Qualitätsbeeinflussung.
VDI-Berichte 1319, S. 31-46, 1997
- HARTMANN, H.; BÖHM, T.; MAIER, L. (2000):
Naturbelassenen biogene Festbrennstoffe: Umweltrelevante Eigenschaften und Einflussmöglichkeiten.
Forschungsbericht, Bayrisches Staatsministerium für Landesentwicklung und Umweltfragen (Hrsg.), München, 2000
- HARTMANN, H.; KALTSCHMITT, M. (2001):
Bereitstellungskonzepte.
In: KALTSCHMITT, M.; HARTMANN, H. (Hrsg.): Energie aus Biomasse – Grundlagen, Techniken, Verfahren. Springer-Verlag, Berlin (u.a.), 2001
- HEEB, R. (2001):
Sieben Jahre stabile Holzgasproduktion und ein Jahr Stromproduktion im Fernwärmegebiet Harboøre in Dänemark.
Kongress „Grüne Investition in die Biomasse-Vergasung“, Oberhausen, 27.-28.09.2001, Tagungsband, S. 121-128
- HELLWIG, M. (1988):
Zum Abbrand von Holzbrennstoffen unter besonderer Berücksichtigung der zeitlichen Abläufe.
Dissertation, Technische Universität München, 1988

- HENRIKSEN, U. B. (2001):
Development of a Two-Stage Gasifier at DTU – Gasification with Low Tarcontent.
3. Glücksburger Biomasse-Forum, Glücksburg, 06.-07.03.2001, Tagungsband
- HILLIGARDT, K. (1986):
Zur Strömungsmechanik von Grobkornwirbelschichten.
Dissertation, Technische Universität Hamburg-Harburg, 1986
- HIRSCHFELDER, H.; VIERRATH, H. (1999):
Electricity and Syngas from Biomass and Wastes Applying CFB Gasification.
In: WERTHER, J. (Hrsg.): Circulating Fluidized Bed Technology VI – Proceedings of the 6th International Conference on Circulating Fluidized Beds, Würzburg, 22-27.08.1999, S. 459-467
- HOBBS, M. L.; RADULOVIC, P. T.; SMOOT, L. D. (1992):
Modeling Fixed-Bed Coal Gasifiers.
AIChE Journal 38 (1992) 681-702 (zitiert in HAMEL 2001)
- HOFBAUER, H. (1992):
Unterlagen zur Vorlesung Wirbelschichttechnik.
Vorlesungsscript, Technische Universität Wien, 1992
- HOFBAUER, H.; STEINWENDER, G.; AICHERNIG, C. (2001):
Stromerzeugung aus Biomasse mittels Wirbelschichtdampfvergasung und Gasmotor.
VDI-Berichte Nr. 1588, S. 185-205, 2001
- HOLM, G. (1993):
Biomasse – Energie, die wächst.
Strombasiswissen Nr.113, Informationszentrale der Elektrizitätswirtschaft e.V., Frankfurt a.M., 1993
- HORNE, P. A.; WILLIAMS, P. T. (1996):
Influence of Temperature on the Products from the Flash Pyrolysis of Biomass.
Fuel 75 (1996) 1051-1059
- HOWARD, J. B.; WILLIAMS, G. C.; FINE, D. H. (1973):
Kinetics of Carbon-Monoxide Oxidation in Postflame Gases.
14th Symposium on Combustion, The Combustion Institute (1973) 975-986 (zitiert in SPECHT 1993)
- HOYER, L.; GOHLA, M.; LEMIN, B.; RÜSKAMP, B.; TAGALI, A.; SONTAG, R.; TEPPER, H. (2003):
Entwicklung der Brenngasreinigung zur energetischen Restholzverwertung mit stationärer Wirbelschicht-Vergasung.
Forschungsbericht, Fraunhofer IFF, Magdeburg / LTB GmbH, Bayreuth, 2003
- HOYER, L.; HÄRTEL, J. (1999):
Nutzung von einheimischem Holz als Baustoff und Energieträger – Beitrag der Evangelischen Kirche der Kirchenprovinz Sachsen zum Klimaschutz und zur Regionalentwicklung in Sachsen-Anhalt.
Projektstudie, Fraunhofer IFF, Magdeburg, 1999
- HOYER, L.; HÄRTEL, J.; KÄFERSTEIN, P.; GOHLA, M.; TEPPER, H.; JÄGER, W.; PFUND, M. (1999):
Entwicklung und Projektierung einer Wirbelschicht-Vergasungsanlage zur dezentralen energetischen Verwertung von Abfallfraktionen und biogenen Reststoffen.
Forschungsbericht, Fraunhofer IFF, Magdeburg / DIM GmbH, Dessau, 1999
- ISING, M. (2002):
Zur katalytischen Spaltung teerartiger Kohlenwasserstoffe bei der Wirbelschichtvergasung von Biomasse.
Dissertation, Universität Dortmund, 2002
- ISING, M.; UNGER, C.; BALKE, U.; REIMER, H. (2001):
Holzvergasung und Teermessung an der Wirbelschicht-Vergasungsanlage WSV 400.
Versuchsbericht, Fraunhofer UMSICHT, Oberhausen, 2001
- JANTSCH, F. (1943):
Typentafeln über deutsche Fahrzeuggeneratoren.
Verlag Joh. Kasper & Co., Berlin, 1943

- JAYAH, T. H.; AYE, L.; FULLER, R. J.; STEWART, D. F. (2003):
Computer Simulation of a Downdraft Wood Gasifier for Tea Drying.
Biomass and Bioenergy 25 (2003) 459-469
- JENNEN, T. (2000):
Mathematische Modellierung der Vergasung von Biomasse in dem System Zirkulierender
Wirbelschichtvergaser / Gasmotor.
Dissertation, Universität Dortmund, 2000
- JENSEN, A.; JOHNSON, J. E.; ANDRIES, J.; LAUGHLIN, K.; READ, G.; MAYER, M. (1995):
Formation and Reduction of NO_x in Pressurized Fluidized Bed Combustion of Coal.
Fuel 74 (1995) 1555-1569 (zitiert in HAMEL 2001)
- JESS, A. (1996):
Thermische und katalytische Spaltung von Kohlenwasserstoffen in wasserstoff- und wasser-
dampfreicher Atmosphäre.
Habilitation, Universität Karlsruhe, 1996
- JÖRG, K. (2001):
Das Biomassekraftwerk Güssing / Österreich – erste Ergebnisse des Versuchs- und
Demonstrationsbetriebes.
4. Internationales Fachsymposium „Marktreife Holzvergaser-Technik und motorische Ver-
brennung von Holzgas“, Karlsruhe, 13.12.2001, Tagungsband, S. 30-32
- JUCH, P. (1998):
Energiezentrum Espenhein (EZE) – Holzvergasung mit motorischer Nutzung.
In: BORN, M.; BERGHOFF, R. (Hrsg.): Vergasungsverfahren für die Entsorgung von Abfällen.
Springer-VDI-Verlag, Düsseldorf, 1998
- KALTSCHMITT, M. (1996):
Nutzung biogener Festbrennstoffe – Stand und Perspektiven.
Tagung „Biomasse als Festbrennstoff“, 08.-09.05.1996, Stuttgart, Tagungsband, S. 7-31
- KALTSCHMITT, M.; WIESE A. (Hrsg., 1993):
Erneuerbare Energieträger in Deutschland – Potenziale und Kosten.
Springer-Verlag, Berlin, Heidelberg, New York, 1993
- KARIM, G. A.; MOHINDRA, D. (1974):
A Kinetic Investigation of the Water-Gas Shift Reaction in Homogeneous Systems.
Journal of the Institute of Fuel 47 (1974) 219 (zitiert in YAN et al. 1998)
- KARL, J.; SCHMITZ, W.; HEIN, D. (2000):
Allotherme Wirbelschichtvergasung – Möglichkeiten zur Realisierung des Wärmeeintrags in
Wirbelschichten.
DGMK-Fachbereichstagung „Energetische und stoffliche Nutzung von Abfällen und
Biomassen“, Velen, 10.-12.04.2000, Tagungsband, S. 15-22
- KIRST, R. (1997):
Dampferzeuger mit stationärer Wirbelschichtfeuerung für Holz, Biomassen und Reststoffe.
In: MARUTZKY, R. (Hrsg.): Moderne Feuerungstechnik zur energetischen Verwertung von Holz
und Holzabfällen. Springer-VDI-Verlag, Düsseldorf, 1997
- KLÄGER, A.; BURGBACHER, C. (1999):
Erfahrungsbericht zum betriebstechnischen Stand eines Gleichstrom-Gegenstromholzvergaser
für die Zielgruppe Stadtwerke und Holzverarbeitungsbetriebe.
2. Fachsymposiums „Stand der Holzvergaser-Technik und Anpassung an den Stirling-Motor“,
Karlsruhe, 09.12.1999, Tagungsband, S. 93-96
- KLAUBERT, H.; MEIER, D. (2002):
Untersuchung zur Wirbelschichtpyrolyse von Holzpartikeln.
Forschungsbericht, Bundesforschungsanstalt für Forst- und Holzwirtschaft, 2002
- KLEEMANN, M.; MELIß, M. (1993):
Regenerative Energiequellen.
2., völlig Neubearb. Aufl., Springer-Verlag, Berlin, 1993

- KLEINDIENST, M. (1998):
 Untersuchungen zum Umsatz-Zeit-Verhalten bei der Verbrennung von Biomasse-, Braunkohlen- und Steinkohlenkoks.
 Dissertation, Universität Magdeburg, 1998
- KLOSE, W.; JENSEN, S. (2000):
 Modellierung eines indirekt beheizten Röhrenreaktors zur Vergasung stark wasserhaltiger Biomassen.
 DGMK-Fachbereichstagung „Energetische und stoffliche Nutzung von Abfällen und Biomassen“, Velen, 10.-12.04.2000, Tagungsband, S. 23-30
- KNIGHT, R. A. (2000):
 Experience with Raw Gas Analysis from Pressurized Gasification of Biomass.
 Biomass and Bioenergy 18 (2000) 67-77
- KNOEF, H. A. M. (2000):
 The UNDP/World Bank Monitoring Program on Small Scale Biomass Gasifiers (BTG's Experience on Tar Measurements).
 Biomass and Bioenergy 18 (2000) 39-54
- KRAUSS, R. (1991):
 Stoffwerte von Luft.
 VDI-Wärmeatlas: Berechnungsblätter für den Wärmeübergang, 6., erw. Auflage, VDI-Verlag, Düsseldorf, 1991, Abschnitt Db 16
- KURKELA, E. (2002):
 Review of Finnish Biomass Gasification Technologies.
 OPET Report 4, VTT Technical Research Centre of Finland, Espoo (Finland), 2002
- KURKELA, E.; STAHLBERG, P. (1992):
 Air Gasification of Peat, Wood and Brown Coal in a Pressurized Fluidized-Bed Reactor. I. Carbon Conversion, Gas Yields and Tar Formation.
 Fuel Processing Technology 31 (1992) 1-21
- KWANT, K. (2001):
 Exkurs: Der KARA Standard Vergaser.
 Kongress „Grüne Investition in die Biomasse-Vergasung“, Oberhausen, 27.-28.09.2001, Tagungsband, S. 175-180
- LAURENDEAU, N. M. (1978):
 Heterogeneous Kinetics of Coal Char Gasification and Combustion.
 Progress in Energy and Combustion Science 4 (1978) 221-270
- LEWANDOWSKI, I. (2001):
 Biomasseentstehung.
 In: KALTSCHMITT, M.; HARTMANN, H. (Hrsg.): Energie aus Biomasse – Grundlagen, Techniken, Verfahren. Springer-Verlag, Berlin (u.a.), 2001
- LI, X. T.; GRACE, J. R.; LIM, C. J.; WATKINSON, A. P.; CHEN, H. P.; KIM, J. R. (2004):
 Biomass Gasification in a Circulating Fluidized Bed.
 Biomass and Bioenergy 26 (2004) 171-193
- LIEBISCH, G.; TOPF, N. (1998):
 Luft-Querstrom-Vergasung – eine Möglichkeit zur dezentralen Energieerzeugung aus Biomasse und Abfallstoffen.
 In: BORN, M.; BERGHOFF, R. (Hrsg.): Vergasungsverfahren für die Entsorgung von Abfällen. Springer-VDI-Verlag, Düsseldorf, 1998
- LINGENS, A. (2003):
 Untersuchung des Abbrandes und der Brandgase ausgewählter Holzarten in Abhängigkeit vom chemischen und strukturellen Holzaufbau.
 Dissertation, Technische Universität München, 2003
- LIU, H.; GIBBS B. M. (2003):
 Modeling NH₃ and HCN Emissions from Biomass Circulating Fluidized Bed Gasifiers.
 Fuel 82 (2003) 1591-1604

- LÜTGE, C.; RADKE, K.; SCHNEIDER, A.; WISCHNEWSKI, R.; SCHIFFER, H.-P.; FEDERLE, M. P. (1998):
 Neue Vergasungsverfahren zur stofflichen und energetischen Verwertung von Abfällen.
 In: BORN, M.; BERGHOFF, R. (Hrsg.): Vergasungsverfahren für die Entsorgung von Abfällen.
 Springer-VDI-Verlag, Düsseldorf, 1998
- MACKE, H.; BLUM, B.; GROß, U. (2003):
 Einbindung einer indirekt gefeuerten Gasturbine zur thermischen Verwertung von Holzgas am
 Beispiel der BIGCC-Anlage in Siebenlehn, Sachsen.
 VDI Berichte 1746, S. 549-557, 2003
- MALKOW, T. (2004):
 Novel and Innovative Pyrolysis and Gasification Technologies for Energy Efficient and
 Environmentally Sound Municipal Solid Waste Disposal.
 Waste Management 24 (2004) 53-79
- MANIATIS, K.; BEENACKERS, A. A. C. M. (2000):
 Tar Protocols. IEA Bioenergy Gasification Task.
 Biomass and Bioenergy 18 (2000) 1-4
- MARTIN, H. (1984):
 Heat Transfer between Gas Fluidized Beds of Solid Particles and the Surface of Immersed Heat
 Exchanger Elements, Part I.
 Chemical Engineering and Processing 18 (1984) 157-169
- MARUTZKY, R. (1997 A):
 Qualitätsanforderungen und Entsorgungswege für Rest- und Gebrauchthölzer.
 In: MARUTZKY, R.; SCHMIDT, W. (Hrsg.): Alt- und Restholz. Springer-VDI-Verlag, Düsseldorf,
 1997
- MARUTZKY, R. (1997 B):
 Energiegewinnung aus Rest- und Gebrauchtholz.
 In: MARUTZKY, R. (Hrsg.): Moderne Feuerungstechnik zur energetischen Verwertung von Holz
 und Holzabfällen. Springer-VDI-Verlag, Düsseldorf, 1997
- MATHIEU, P.; DUBUISSON, R. (2002):
 Performance Analysis of a Biomass Gasifier.
 Energy Conversion and Management 43 (2002) 1291-1299
- MEDNEV, I. D. (2000):
 Measurement of Gas and Tar Concentrations in a Fluidized Bed Gasifier.
 Diplomarbeit, Universität Magdeburg, 2000
- MEIER, D. (2002):
 Flash-Pyrolyse zur Verflüssigung von Biomasse – Stand der Technik.
 DGMK-Fachbereichstagung „Energetische Nutzung von Biomassen“, Velen, 22.-24.04.2002,
 Tagungsband, S. 45-52
- MELIß, M. (1997):
 Regenerative Energiequellen.
 Brennstoff Wärme Kraft, Bd. 49 (1997) Nr. 4, S. 68-75
- MENIG, H. (1996)
 Emissionsminderung und Recycling: Grundlagen und Technologien.
 3. Auflage, Verlag Ecomed, Landsberg, 1996
- MICHEL, W. (Hrsg.); et al. (1992):
 Wirbelschichttechnik in der Energiewirtschaft.
 Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie, Leipzig, 1992
- MICHEL-KIM, H. (1994):
 Verfahren und Wirtschaftlichkeit der Easymod-Biokraftwerke.
 3. Oberhavel Umwelttage „Gas aus Holz und Stroh – Technik und Nutzung“, Oranienburg,
 25.11.1994, Tagungsband
- MILNE, T. A.; ABATZOGLOU, N.; EVANS, R. J. (1998):
 Biomass Gasifier „Tars“: Their Nature, Formation and Conversion.
 Report 570-25357, NREL National Renewable Energy Laboratory, Golden, Colorado (USA),
 1998

- MOILANEN, A.; OESCH, P.; LEPPÄMÄKI, E. (1997):
Laboratory Experiments to Characterise the Pyrolysis Behaviour of Selected Biomass Fuels.
In: BRIDGWATER, A. V.; BOOCOCK, D. G. B. (Hrsg.): Developments in Thermochemical Biomass Conversion. Blackie Academic & Professional, London (u.a.), 1997
- MOLERUS, O. (1982):
Interpretation of GELDART's Type A, B, C and D Powders by Taking Into Account Interparticle Cohesion Forces.
Powder Technology 33 (1982) 81-87
- MORF, P. O. (2001):
Secondary Reactions of Tar during Thermochemical Biomass Conversion.
Dissertation, Eidgenössische Technische Hochschule Zürich, 2001
- MORF, P. O.; NUSSBAUMER, T. (1998):
Grundlagen zur Teerbildung bei der Holzvergasung – Zwischenbericht Phase 1: Literatur-recherche und weiteres Vorgehen.
Forschungsbericht, Eidgenössische Technische Hochschule Zürich, 1998
- MÖRSCH, O. (1999):
Entwicklung einer online Methode zur Bestimmung des Teergehalts im Gas aus der Vergasung von Biomasse.
Dissertation, Universität Stuttgart, 1999
- MÖRSCH, O.; SPLIETHOFF, H.; HEIN, K. R. G. (1998):
Untersuchung der Möglichkeiten zur Minderung des Teergehalts bei der Wirbelschicht-vergasung von Biomasse.
Berichte des IVD der Universität Stuttgart, Band 4, 1998
- MÜLLER-HAGEDORN, M.; BOCKHORN, H.; KREBS, L.; MÜLLER, U. (2003):
Formalkinetische Beschreibung der Pyrolyse von Holz – Unterschiede und Gemeinsamkeiten von Nadel- und Laubbaumholz.
VDI-Berichte 1750, S. 195-201, 2003
- NENDEL, K.; CLAUß, B.; BÖTTGER, U.; KÄFERSTEIN, P.; GOHLA, M.; REIMER, H.; TEPPER, H.; NEIDEL, W. (1999):
Kopplung von energetischer Verwertung und Aufbereitung von Biomassen – Erhöhung der Wirtschaftlichkeit.
Forschungsbericht 95NR035-F, Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e.V., Gülzow, 1999
- NETZ, H. (1982):
Verbrennung und Gasgewinnung bei Festbrennstoffen.
Resch Verlag, München, 1982
- NIEMINEN, J.; PALONEN, J.; KIVELÄ, M. (1999):
Zirkulierende Wirbelschichtanlage für Biomassevergasung.
VGB-Kraftwerkstechnik 10/1999, S. 130-135
- NIEMINEN, J.; PALONEN, J.; KIVELÄ, M. (2001):
Drei Jahre Betriebserfahrungen einer 60 MW_{th}-Foster-Wheeler-Vergasungsanlage aus Lahti in Finnland.
Kongress „Grüne Investition in die Biomasse-Vergasung“, Oberhausen, 27.-28.09.2001, Tagungsband, S. 66-84
- NITSCHKE, R.; MALLON, J.; SCHEIDIG, K. (2001):
Pyrolyse und Vergasung von Abfällen und Altholz.
VDI-Berichte Nr. 1629, S. 17-22, 2001
- NUSSBAUMER, T. (1999):
Stromerzeugung aus biogenen Brennstoffen.
Brennstoff Wärme Kraft, Bd. 51 (1999) Nr. 7/8, S. 51-55
- NUSSBAUMER, T. (2001):
Wie ausgereift sind die Verfahren zur Biomassevergasung? Stand der Technik im Vergleich und Effizienzpotenzial.
Kongress „Grüne Investition in die Biomasse-Vergasung“, Oberhausen, 27.-28.09.2001, Tagungsband, S. 15-48

- NUSSBAUMER, T. (2002):
Moderne Vergasungstechnologien.
8. internationaler Fachkongress für nachwachsende Rohstoffe und Pflanzenbiotechnologie (NAROSSA), Magdeburg, 10.-11.06.2002, Tagungsband
- NUSSBAUMER, T.; KALTSCHMITT, M.; HARTMANN, H.; BAUMBACH, G. (2001):
Grundlagen der Festbrennstoffnutzung.
In: KALTSCHMITT, M.; HARTMANN, H. (Hrsg.): Energie aus Biomasse – Grundlagen, Techniken, Verfahren. Springer-Verlag, Berlin (u.a.), 2001
- OBERNBERGER, I. (1997):
Nutzung fester Biomasse in Verbrennungsanlagen unter besonderer Berücksichtigung des Verhaltens aschebildender Elemente.
2. Auflage, dbv-Verlag, Graz, 1997
- OETTEL, E.; HASCHKE, P. (1997):
Katalog Europäische Holzvergaser kleiner Leistung.
Fördergesellschaft Erneuerbare Energien e.V., 1997
- ORIO, A.; CORELLA, J.; NARVAEZ, I. (1997):
Performance of Different Dolomites on Hot Raw Gas Cleaning from Biomass Gasification with Air.
Industrial and Engineering Chemistry Research 36 (1997) 3800-3808
- OVEREND, R. P. (2000):
Biomass Gasification: The Enabling Technology.
Renewable Energy World Magazine, September-Oktober 2000
- PEACOCKE, G. V. C.; DICK, C. M.; HAGUE, R. A.; COOKE, L. A.; BRIDGEWATER, A. V. (1997):
Comparison of Ablativ and Fluid Bed Fast Pyrolysis Products: Yields and Analyses.
In: BRIDGEWATER, A. V.; BOOCOCK, D. G. B. (Hrsg.): Developments in Thermochemical Biomass Conversion. Blackie Academic & Professional, London (u.a.), 1997
- PETEK, J. (1998):
Experimentelle Untersuchung der Pyrolyse in inerter und reaktiver Atmosphäre unter den Bedingungen der Wurfbeschickung.
Dissertation, Technische Universität Graz, 1998
- PFAB, F. (2001):
Vergasung biogener Feststoffe in einem Wirbelkammerreaktor.
Dissertation, Technische Universität Berlin, 2001
- PITTET, V. (2000):
BHKW von Xylowatt.
3. Internationales Fachsymposiums „Entwicklungsstand der Holzvergaser-Technik und motorische Verbrennung von Holzgas“, Karlsruhe, 14.12.2000, Tagungsband
- PURR, I.; EHRHOFF, K.; HEBECKER, D.; KLEE, U. (2003):
Komplexe energetische Versorgung auf der Basis von Bioenergieträgern.
VDI Berichte 1746, S. 537-548, 2003
- RAMAN, P.; WALAWENDER, W. P.; FAN, L. T.; CHANG, C. C. (1981):
Mathematical Model for the Fluid-Bed Gasification of Biomass Materials. Application to Feedlot Manure.
Industrial and Engineering Chemistry Process Design and Development 20 (1981) 686-692
- RAO, M. S.; SINGH, S. P.; SODHA, M. S.; DUBEY, A. K.; SHYAM, M. (2004):
Stoichiometric, Mass, Energy and Exergy Balance Analysis of Countercurrent Fixed-Bed Gasification of Post-Consumer Residues.
Biomass and Bioenergy 27 (2004) 155-171
- RAPAGNA, S.; JAND, N.; KIENNEMANN, A.; FOSCOLO, P. U. (2000):
Steam-Gasification of Biomass in a Fluidised-Bed of Olivine Particles.
Biomass and Bioenergy 19 (2000) 187-197
- RATH, J. (2002):
Untersuchung des Crackens von Pyrolyseeteer aus Holz in der Gasphase.
Dissertation, Technische Universität Graz, 2002

- RATH, J.; STAUDINGER, G. (2001):
Cracking Reactions of Tar from Pyrolysis of Spruce Wood.
Fuel 80 (2001) 1379-1389
- RAU, H. (1984):
Untersuchungen zur Verbrennung in Flammen unter Anwendung der Gaspotenziometrie.
Habilitation, Technische Universität Magdeburg, 1984
- REICHEL, W.-C. (1967):
Verbrennung von Rohbraunkohle in der Wirbelschicht.
Dissertation, Technische Hochschule Magdeburg, 1967
- REIMER, H.; ISING, M.; UNGER, C. (1999):
Entwicklungsstand innovativer Anwendungen der ZWS-Vergasung von Holz.
2. Fachsymposiums „Stand der Holzvergaser-Technik und Anpassung an den Stirling-Motor“,
Karlsruhe, 09.12.1999, Tagungsband, S. 44-53
- RENSFELT, E. (2001):
Swedish Biomass Gasification Activities.
3. Glücksburger Biomasse-Forum, Glücksburg, 06.-07.03.2001, Tagungsband
- RICHARDSON, J. F.; ZAKI, W. N. (1954):
Sedimentation and Fluidization – Part 1.
Transactions of the Institution of Chemical Engineers 32 (1954) 35-53 (zitiert in HILLIGARDT
1986)
- RÜDIGER, H. (1997):
Pyrolyse von festen biogenen und fossilen Brennstoffen zur Erzeugung eines Zusatzbrenn-
stoffes für Feuerungsanlagen.
Dissertation, Universität Stuttgart, 1997
- RUGGIERO, M.; MANFRIDA, G. (1999):
An Equilibrium Model for Biomass Gasification Processes.
Renewable Energy 16 (1999) 1106-1109
- RUMMER, B. (1998):
Simulation der Trocknung, Pyrolyse und Vergasung großer Brennstoffpartikel.
Dissertation, Technische Universität Graz, 1998
- RUMPEL, S. (2000):
Die autotherme Wirbelschichtpyrolyse zur Erzeugung heizwertreicher Stützbrennstoffe.
Dissertation, Universität Karlsruhe, 2000
- SACCÀ, N. (2001):
Wie ist das Entwicklungspotenzial in Europa? Präsentation einer aktuellen Befragung
europäischer Holzvergaserentwickler durch OPET-CORA.
Kongress „Grüne Investition in die Biomasse-Vergasung“, Oberhausen, 27.-28.09.2001,
Tagungsband, S. 49-65
- SADAKA, S. S.; GHALY, A. E.; SABBAAH, M. A. (2002):
Two Phase Biomass Air-Steam Gasification Model for Fluidized Bed Reactors: Part I – Model
Development.
Biomass and Bioenergy 22 (2002) 439-462
- SANTRUSCHEK, R. (1999):
Stand der Entwicklung von Vergasern und Vergasungsanlagen kleiner und mittlerer Leistung in
Deutschland.
2. Fachsymposiums „Stand der Holzvergaser-Technik und Anpassung an den Stirling-Motor“,
Karlsruhe, 09.12.1999, Tagungsband, S. 24-43
- SCHARPFF, J.-T. (1995):
Vergasung von Kunststoffen und backender Steinkohle in der Wirbelschicht.
Dissertation, Rheinisch-Westfälische Technische Hochschule Aachen, 1995
- SCHINDLER, M. (2004):
Der CUTEC-Vergaser in der ArtFuel-Anlage.
Workshop „Synthesegas aus Biomasse und Reststoffen für Art-Fuel“ der FEE-Arbeitsgruppe
„Vergasung von Biomasse“, Clausthal-Zellerfeld, 13.09.2004

- SCHMITT, H.-D. (1997):
 Vergasung von Gebrauchtholz – das Beispiel Rosenheim.
 „Biomasse zur Wärme- und Stromversorgung im kommunalen Umfeld“, Tagung in Verbindung mit der TerraTec'97, Leipzig, 03.-05.03.1997, Tagungsband, S. 130-145
- SCHNEIDER, M. (2003):
 Experimentelle und mathematische Modellierung der Festbettvergasung am Beispiel der Gleichstromvergasung von Holzhackschnitzeln – ein Beitrag zur Erhöhung der Prozesstransparenz.
 Dissertation, Technische Universität Dresden, 2003
- SCHNEIDER, M.; BERNSTEIN, W.; HILLER, A. (2001):
 Experimental and Mathematical Modelling of Moving Bed Gasifiers to Augment Transparency of the Process.
 First Ever Meeting of IEA Thermal Gasification of Biomass Task in Germany, Dresden, 21.-23.11.2001, Tagungsband, S. 66-69
- SCHOTTE, E. (2003):
 Untersuchungen zur Vergasung und Verbrennung von Kohlen und Biomassen unter Anwendung der Gaspotenziometrie mit Sauerstoff-Festelektrolyt-Sonden.
 Dissertation, Universität Magdeburg, 2003
- SCHRÖDER, E. (2003):
 Experimentelle Untersuchungen zur Pyrolyse biogener Brennstoffe.
 VDI-Berichte 1750, S. 583-588, 2003
- SCHUSTER, G.; LÖFFLER, G.; WEIGL, K.; HOFBAUER, H. (2001):
 Biomass Steam Gasification – an Extensive Parametric Modeling Study.
 Bioresource Technology 77 (2001) 71-79
- SCHWEITZER, F. J. (1994):
 Thermoselect-Verfahren zur Ent- und Vergasung von Abfällen.
 EF-Verlag, Berlin, 1994
- SEEBAUER, V. (1999):
 Experimentelle Untersuchungen zur Pyrolyse von Kohle und Holz.
 Dissertation, Technische Universität Graz, 1999
- SEEGER, K. (1997):
 Betriebliche Verwertung von Produktionsresten in einem Möbel- und Gehäusewerk.
 In: MARUTZKY, R.; SCHMIDT, W. (Hrsg.): Alt- und Restholz. Springer-VDI-Verlag, Düsseldorf, 1997
- SENGER, W. (1998):
 Entwicklung eines kombinierten Festbettvergasungsverfahrens.
 Umwelt Bd. 28 (1998) Nr. 1/2, S. 57-59
- SHARAN, H. (1999):
 IISc-DASAG Open Top Down Draft Solid Biomass Gasifiers – Commercialisation Strategy for Europe.
 2. Fachsymposiums „Stand der Holzvergaser-Technik und Anpassung an den Stirling-Motor“, Karlsruhe, 09.12.1999, Tagungsband, S. 65-69
- SIMELL, P. (1996):
 Catalytic Hot Gas Cleaning.
 VTT Symposium 163 „New Catalysis for Clean Environment“, Espoo (Finnland), 29.-30.01.1996, Tagungsband, S. 123-129 (zitiert in HAMEL 2001)
- SIMINSKI, V. J.; WRIGHT, F. J.; EDELMAN, R. B.; ECONOMOS, C.; FORTUNE, O. F. (1972):
 Research on Methods of Improving the Combustion Characteristics of Liquid Hydrocarbon Fuels.
 Report AFAPLTR 72-74, Vol. I and II, Air Force Aeropropulsion Laboratory, Ohio (USA), 1972 (zitiert in DE SOUZA-SANTOS 1989)
- SPECHT, E. (1993):
 Kinetik der Abbaureaktionen.
 Habilitation, Technische Universität Clausthal, 1993

- SPECHT, E. (2000):
Verbrennungstechnik.
Vorlesungsscript, Universität Magdeburg, 2000
- SPINDLER, H. (1998):
Vergasung nach dem AHT-Verfahren.
Berichte der Fördergemeinschaft Ökologische Stoffverwertung e.V. Halle (S), 1/1998, S. 34-48
- SPITZ, M. (1999):
Kraftgas aus Holz zur alternativen Verwendung in Zündstrahl-Dieselmotoren.
Dissertation, Universität Kaiserslautern, 1999
- STEINBRECHER, N.; WALTER, J. (2001):
Marktübersicht dezentrale Holzvergasung: Marktanalyse 2000 für Holzvergaser-Systeme bis 5 MW.
Institut für angewandte Ökologie e.V., Darmstadt, 2001
- STEVENS, D. J. (2001):
Hot Gas Conditioning: Recent Progress with Larger-Scale Biomass Gasification Systems.
Report 510-29952, NREL National Renewable Energy Laboratory, Golden, Colorado (USA), 2001
- STORM, C.; SPLIETHOFF, H.; HEIN, K. R. G. (2000):
Generation of a Gaseous Fuel by Gasification of Biomass for Use as Reburn Gas in Coal-Fired Boilers.
VDI-Berichte Nr. 1535, S. 235-246, 2000
- STREHLER, A. (1997):
Kleinanlagen zur Wärmegewinnung.
In: Biomasse – nachwachsende Energie aus Land- und Forstwirtschaft. 2., überarb. Auflage, Centrale Marketing-Gesellschaft der deutschen Agrarwirtschaft (CMA), Bonn, 1997
- STURLA, M. (2001):
Betriebserfahrungen in Legnano (IT) und Bedano (CH) mit dem aufsteigenden Gleichstrom-vergaser von Greenpower.
Kongress „Grüne Investition in die Biomasse-Vergasung“, Oberhausen, 27.-28.09.2001, Tagungsband, S. 148-163
- TARALAS, G.; KONTOMINAS, M. G. (2004):
Kinetic Modelling of VOC Catalytic Steam Pyrolysis for Tar Abatement Phenomena in Gasification/Pyrolysis Technologies.
Fuel 83 (2004) 1235-1245
- VAN DEN AARSEN, F. G. (1985):
Fluidised Bed Wood Gasifier Performance and Modeling.
Dissertation, Technische Hochschule Twente, Enschede (Niederlande), 1985
- VAN DER WEL, M.; DE JONG, W.; SPLIETHOFF, H. (2003):
Tars and the Combustion of Biomass Derived Low Calorific Value Gas in a Gas Turbine Combustor.
VDI-Berichte 1750, S. 187-193, 2003
- VON SCALA, C. (1998):
The Influence of Contaminants on the Gasification of Waste Wood.
Dissertation, Eidgenössische Technische Hochschule Zürich, 1998
- WANG, Y.; KINOSHITA, C. M. (1993):
Kinetic Model of Biomass Gasification.
Solar Energy 51 (1993) 19-25
- WEHLTE, S.; MEIER, D.; MOLTRAN, J.; FAIX, O. (1997):
The Impact of Wood Preservatives on the Flash Pyrolysis of Biomass.
In: BRIDGWATER, A. V.; BOOCOCK, D. G. B. (Hrsg.): Developments in Thermochemical Biomass Conversion. Blackie Academic & Professional, London (u.a.), 1997
- WEIN, J. W. (1992):
Das Expansionsverhalten von Gas/Feststoff-Wirbelschichten bei höheren Gasgeschwindigkeiten.
Dissertation, Technische Universität Hamburg-Harburg, 1992

- WERTHER, J. (1978):
Mathematische Modellierung von Wirbelschichtreaktoren.
Chemie Ingenieur Technik 50 (1978) 850-860
- WERTHER, J.; SCHÖSSLER, M. (1984):
Modeling Catalytic Reactions in Bubbling Fluidized Beds of Fine Particles.
14th Int. Conference of Heat and Mass Transfer, Dubrovnik, 1984 (zitiert in HILLIGARDT 1986)
- WIEST, W. (1998):
Zur Pyrolyse von Biomasse im Drehrohrreaktor.
Dissertation, Universität Gesamthochschule Kassel, 1998
- WILLEBOER, W. (2001):
Inbetriebnahmeerfahrungen der 80 MW_{th} Lurgi Vergasungsanlage im Amer Kraftwerk, Niederlande.
Kongress „Grüne Investition in die Biomasse-Vergasung“, Oberhausen, 27.-28.09.2001, Tagungsband, S. 85-94
- WILLMES, A. (2001):
Taschenbuch Chemische Substanzen.
2., überarb. und erw. Auflage, Verlag Harri Deutsch, Frankfurt a.M., 2001
- WINKLER, F. (1926):
Verfahren zum Herstellen von Wassergas.
Patentschrift Nr. 437 970, Reichspatentamt, Berlin, 02.12.1926
- WIRTHWEIN, R.; SCUR, P.; HIRSCHFELDER, H.; VIERRATH, H. (1999):
Use of Waste in the Cement Production Process by Applying CFB Technology.
In: WERTHER, J. (Hrsg.): Circulating Fluidized Bed Technology VI – Proceedings of the 6th International Conference on Circulating Fluidized Beds, Würzburg, 22.-27.08.1999, S. 737-746
- WOLF, B. (1998):
Wasserstoff aus nachwachsenden Rohstoffen – das Projekt „Hütte Freiberg“.
In: BORN, M.; BERGHOFF, R. (Hrsg.): Vergasungsverfahren für die Entsorgung von Abfällen.
Springer-VDI-Verlag, Düsseldorf, 1998
- WOLF, B.; MEYER, B. (2000):
Verfahrenstechnik und Hauptausrüstungen der mehrstufigen Vergasung von Kohle und Biomasse nach dem Carbo-V-Verfahren.
DGMK-Fachbereichstagung „Energetische und stoffliche Nutzung von Abfällen und Biomassen“, Velen, 10.-12.04.2000, Tagungsband, S. 205-212
- WOLFINGER, M. G. (2001):
Modellierung der thermischen Umsetzung nichtisothermer Holzpartikel in inerter und reaktiver Atmosphäre.
Dissertation, Technische Universität Graz, 2001
- YAN, H.-M.; HEIDENREICH, C.; ZHANG, D.-K. (1998):
Mathematical Modelling of a Bubbling Fluidised-Bed Coal Gasifier and the Significance of 'Net Flow'.
Fuel 77 (1998) 1067-1079
- ZANZI, R.; SJÖSTRÖM, K.; BJÖRNBOM, E. (1997):
Rapid Pyrolysis of Straw at High Temperature.
In: BRIDGWATER, A. V.; BOOCOCK, D. G. B. (Hrsg.): Developments in Thermochemical Biomass Conversion. Blackie Academic & Professional, London (u.a.), 1997
- ZANZI, R.; SJÖSTRÖM, K.; BJÖRNBOM, E. (2002):
Rapid Pyrolysis of Agricultural Residues at High Temperature.
Biomass and Bioenergy 23 (2002) 357-366

Normen und Gesetzestexte

BiomasseV (2001):

Verordnung über die Erzeugung von Strom aus Biomasse.
Bundesgesetzblatt I 2001, S. 1234, 21.06.2001

DIN 1 319 (Teil 3):

Grundlagen der Messtechnik – Teil 3: Auswertung von Messungen einer einzelnen Messgröße, Messunsicherheit.
Deutsches Institut für Normung (Hrsg.), Beuth Verlag, Berlin, 1996

DIN 38 406 (Teil 7, 8 und 11):

Deutsche Einheitsverfahren zur Wasser-, Abwasser- und Schlammuntersuchung.
Deutsches Institut für Normung (Hrsg.), Beuth Verlag, Berlin, 1991/2004

DIN 51 718:

Prüfung fester Brennstoffe – Bestimmung des Wassergehaltes und der Analysenfeuchtigkeit.
Deutsches Institut für Normung (Hrsg.), Beuth Verlag, Berlin, 2002

DIN 51 719:

Prüfung fester Brennstoffe – Bestimmung des Aschegehaltes.
Deutsches Institut für Normung (Hrsg.), Beuth Verlag, Berlin, 1997

DIN 51 720:

Prüfung fester Brennstoffe – Bestimmung des Gehaltes an flüchtigen Bestandteilen.
Deutsches Institut für Normung (Hrsg.), Beuth Verlag, Berlin, 2001

DIN 51 721:

Prüfung fester Brennstoffe – Bestimmung des Gehaltes an Kohlenstoff und Wasserstoff – Verfahren nach RADMACHER-HOVERATH.
Deutsches Institut für Normung (Hrsg.), Beuth Verlag, Berlin, 2001

DIN 51 722:

Prüfung fester Brennstoffe – Bestimmung des Stickstoffgehaltes – Halbmikro-KJELDAHL-Verfahren.
Deutsches Institut für Normung (Hrsg.), Beuth Verlag, Berlin, 1990

DIN 51 724 (Teil 1 und 2):

Prüfung fester Brennstoffe – Bestimmung des Schwefelgehaltes.
Deutsches Institut für Normung (Hrsg.), Beuth Verlag, Berlin, 1999

DIN 51 730:

Prüfung fester Brennstoffe – Bestimmung des Asche-Schmelzverhaltens.
Deutsches Institut für Normung (Hrsg.), Beuth Verlag, Berlin, 1998

DIN 51 900 (Teil 1 bis 3):

Prüfung fester und flüssiger Brennstoffe – Bestimmung des Brennwertes mit dem Bomben-Kalorimeter und Berechnung des Heizwertes.
Deutsches Institut für Normung (Hrsg.), Beuth Verlag, Berlin, 2000/2005

DIN 66 165 (Teil 1 und 2):

Partikelgrößenanalyse – Siebanalyse.
Deutsches Institut für Normung (Hrsg.), Beuth Verlag, Berlin, 1987

EEG (2000):

Gesetz für den Vorrang Erneuerbarer Energien.
Bundesgesetzblatt I 2000, S. 305, 29.03.2000

KrW-/AbfG (1994):

Gesetz zur Förderung der Kreislaufwirtschaft und Sicherung der umweltverträglichen Beseitigung von Abfällen.
Bundesgesetzblatt I 1994, S. 2705, 29.03.1994

ÖNORM M 7 133:

Holzhackgut für energetische Zwecke – Anforderungen und Prüfbestimmungen.
Österreichisches Normungsinstitut (Hrsg.), Selbstverlag, Wien, 1998

Tabellen- und Abbildungsverzeichnis

Tab. 2.1:	Aufkommen und technisches Energiepotenzial fester biogener Neben- und Abfallprodukte in der Bundesrepublik Deutschland	7
Tab. 2.2:	Primärenergieverbrauch in der Bundesrepublik Deutschland im Jahre 2001 geordnet nach Energieträgern	8
Tab. 2.3:	Anteile der chemischen Hauptkomponenten verschiedener Biomassen	8
Tab. 2.4:	Energieträgerspezifische Daten verschiedener Festbrennstoffe	9
Tab. 2.5:	Schmelzverhalten von Biomasseaschen nach DIN 51 730	12
Tab. 2.6:	Charakterisierung der thermochemischen Konversionsverfahren für Biomassen	14
Tab. 2.7:	Auf die BOUDOUARD-Reaktion normierte Reaktionsraten heterogener Reaktionen der thermochemischen Konversion fester Biomasse	17
Tab. 2.8:	Technisch und wirtschaftlich realisierbare Prozessparameter verschiedener Verfahren für die autotherme Vergasung biogener Festbrennstoffe	31
Tab. 2.9:	Anforderungen an die Brenngasqualität	33
Tab. 3.1:	Literaturauswahl gleichgewichtsbasierter Biomasse-Vergasermodelle	36
Tab. 3.2:	Literaturauswahl kinetischer Biomasse-Vergasermodelle mit darin berücksichtigten Reaktionen	40
Tab. 3.3:	Im Modell kinetisch modellierte Reaktionen	44
Tab. 3.4:	Literaturauswahl experimenteller Arbeiten zur Biomassepyrolyse	60
Tab. 3.5:	Wesentliche im Rohgas der autothermen Wirbelschichtvergasung von Holz festgestellte Teereinzelsubstanzen	64
Tab. 3.6:	Literaturauswahl von Kinetiken für die durch Feststoffe beschleunigte Teerzersetzung	74
Tab. 4.1:	Schichtenaufbau der Reaktorwand	84
Tab. 4.2:	Betriebsparameter der Wirbelschichtvergasungs-Versuchsanlage	84
Tab. 4.3:	Temperaturmessstellen der Wirbelschichtvergasungs-Versuchsanlage	86
Tab. 4.4:	Druckmesstechnik der Wirbelschichtvergasungs-Versuchsanlage	87
Tab. 4.5:	Durchflusssmesstechnik der Wirbelschichtvergasungs-Versuchsanlage	87
Tab. 4.6:	Komponenten des Gasanalysesystems der Wirbelschichtvergasungs-Versuchsanlage	88
Tab. 4.7:	Brennstoffanalysedaten der Holzhackschnitzel aus Waldrest- und Durchforstungsholz	93
Tab. 5.1:	Wesentliche Betriebsparameter, Messwerte und Simulationsergebnisse des Versuches 18-1	100
Tab. 5.2:	Wesentliche Betriebsparameter, Messwerte und Simulationsergebnisse der Versuchsreihe 25	102

Tab. A.1:	Auswahl von Projekten und Verfahren zur Vergasung biogener Festbrennstoffe	A-2
Tab. A.2:	Technische Daten des Anströmbodens der Wirbelschichtvergasungs-Versuchsanlage WSV 400	A-7
Tab. A.3:	Daten der Wärmedämmung der Wirbelschichtvergasungs-Versuchsanlage	A-8
Tab. A.4:	Daten der Siebanalyse des Quarzsandes	A-9
Tab. A.5:	Daten der Siebanalyse des Waldrestholzes	A-10
Tab. A.6:	Betriebsparameter und Ergebnisse aller nachgerechneten Versuche	A-12
Tab. A.7:	Koeffizienten der Enthalpienäherungsgleichung	A-20
Tab. A.8:	Koeffizienten der Viskositätsnäherungsgleichung für Luft	A-21
Tab. A.9:	Allgemeine Stoffwerte	A-21
Abb. 1.1:	Vereinfachte Prinzipskizze einer Biomassevergasungsanlage zur dezentralen Bereitstellung von elektrischer und thermischer Nutzenergie	2
Abb. 2.1:	Formen energetisch nutzbarer Biomassen aus der (mitteleuropäischen) Land- und Forstwirtschaft	6
Abb. 2.2:	H/C-O/C-Diagramm der Brennstoffe	10
Abb. 2.3:	Darstellung des Flüchtigengehaltes gegenüber dem Kohlenstoffgehalt verschiedener fester Brennstoffe	10
Abb. 2.4:	Abbrandverhalten unterschiedlicher Brennstoffe in einer Wirbelschichtfeuerung	11
Abb. 2.5:	Spezifischer Massen- und Lagerraumbedarf verschiedener Energieträger	13
Abb. 2.6:	Subprozesse der thermochemischen Konversion, dargestellt über die Feststoffmassenabnahme eines luftgetrockneten Biobrennstoffes	15
Abb. 2.7:	Gleichgewichts-Gaszusammensetzung der BOUDOUARD- und heterogenen Wassergasreaktion	18
Abb. 2.8:	Vereinfachtes verfahrenstechnisches Fließbild und Energieflussbild eines autothermen Vergasers mit Vergasungsmittelvorwärmung durch Brenngaskühlung	20
Abb. 2.9:	Apparatetechnische Systematisierung der Vergasungsverfahren	23
Abb. 2.10:	Vereinfachte Darstellung und prinzipieller Temperaturverlauf eines Gegenstromvergasers für biogene Festbrennstoffe	24
Abb. 2.11:	Vereinfachte Darstellung und prinzipieller Temperaturverlauf eines Gleichstromvergasers für biogene Festbrennstoffe	25
Abb. 2.12:	Strömungsmechanische Einteilung von Reaktoren	27
Abb. 2.13:	Vereinfachte Darstellung und prinzipieller Temperaturverlauf eines stationären Wirbelschichtvergasers für biogene Festbrennstoffe	28
Abb. 2.14:	Vereinfachte Darstellung und prinzipieller Temperaturverlauf eines zirkulierenden Wirbelschichtvergasers für biogene Festbrennstoffe	29
Abb. 2.15:	Prinzipielle Darstellung eines Vergasungsverfahrens mit zwei gekoppelten Wirbelschichtreaktoren	29
Abb. 2.16:	Vereinfachte Darstellung und prinzipieller Temperaturverlauf eines Flugstromvergasers für biogene Festbrennstoffe	30

Abb. 3.1:	Vergleichende Darstellung der Gleichgewichtszusammensetzung mit experimentell ermittelten Daten für die Holzvergasung mit Luft in einer Wirbelschicht	37
Abb. 3.2:	Prinzipielle Darstellung der Temperaturabhängigkeit effektiver Geschwindigkeitskoeffizienten heterogener Reaktionen im ARRHENIUS-Diagramm	38
Abb. 3.3:	Schematische Darstellung verschiedener Partikel-Abbaumodelle	39
Abb. 3.4:	Sauerstoff-Kohlenstoff- und Wasserstoff-Kohlenstoff-Verhältnis verschiedener Biomassen	42
Abb. 3.5:	Abstraktion der Wirbelschichtvergasung auf ein Modell mit Einteilung in strömungsmechanische Hauptbereiche und berücksichtigte Stoffströme	43
Abb. 3.6:	Stoff- und Energieflüsse sowie Quellterme im symbolhaft mit drei Bilanzräumen dargestellten Wirbelschichtbereich	47
Abb. 3.7:	Stoff- und Energieflüsse sowie Quellterm in einem Bilanzraum des Freiraumbereiches	49
Abb. 3.8:	Abstraktion der Strömungsmechanik blasenbildender Wirbelschichten mittels der Zweiphasentheorie	50
Abb. 3.9:	Schematische Darstellung der Blasendurchströmung	51
Abb. 3.10:	Strömungsmechanische Einteilung von Feststoffen nach GELDART mit der Überarbeitung von MOLERUS	51
Abb. 3.11:	Beispielhafte Ergebnisse der strömungsmechanischen Wirbelschichtberechnung nach HILLIGARDT	55
Abb. 3.12:	Stoffaustausch zwischen der Suspensions- und Blasenphase	55
Abb. 3.13:	Vergleich der Messergebnisse der Segregation von Sand-Holzkohle-Mischungen von AZNAR et al. mit dem Simulationsmodell von JENNEN	57
Abb. 3.14:	Formalkinetischer Reaktionsmechanismus der primären und sekundären Biomassepyrolyse	61
Abb. 3.15:	Pyrolytische Zersetzung von Holz und seinen Hauptbestandteilen	61
Abb. 3.16:	Modellhafter Verlauf der Aufheizung, Trocknung und Pyrolyse des Brennstoffs sowie der nachfolgenden Oxidations- und Vergasungsreaktionen	62
Abb. 3.17:	Temperaturabhängige Darstellung der Reaktionsgeschwindigkeitskoeffizienten für die Oxidation von 5 mm – Holzkokskugeln in ruhendem Gas	68
Abb. 3.18:	Temperaturabhängige Darstellung der Reaktionsgeschwindigkeitskoeffizienten für die Oxidation von Holzkokskugeln in ruhendem Gas	68
Abb. 3.19:	Temperaturabhängige Darstellung der Reaktionsgeschwindigkeitskoeffizienten für die BOUDOUARD-Reaktion von Holzkokskugeln in ruhendem Gas	70
Abb. 3.20:	Permanentgasausbeute der thermisch-homogenen Teerkonversion von Holzpyrolysegas	76
Abb. 3.21:	Vereinfachter Programmablaufplan der rechentechnischen Modellumsetzung	78
Abb. 4.1:	Wirbelschichtvergasungs-Versuchsanlage WSV 400	81
Abb. 4.2:	Vereinfachtes Verfahrensfliessbild der Wirbelschichtvergasungs-Versuchsanlage	82
Abb. 4.3:	Schnittdarstellung des Vergasungsreaktors der WSV 400-Versuchsanlage	83
Abb. 4.4:	Messstellenplan der Wirbelschichtvergasungs-Versuchsanlage	85
Abb. 4.5:	Probennahme und -konditionierung für die kontinuierliche Brenngasanalyse	88

Abb. 4.6:	Probennahme für die nasschemische Bestimmung der Teerbeladung	89
Abb. 4.7:	Lokale Probennahme für die nasschemische Bestimmung der Teerbeladung und Brenngaszusammensetzung im Vergasungsreaktor	91
Abb. 4.8:	Holzackschnitzel aus Waldrest- und Durchforstungsholz	92
Abb. 5.1:	Konzentrationen brennbarer Komponenten im Brenngas und Brenngasheizwert in Abhängigkeit vom Brennstoffwassergehalt und der Luftzahl	96
Abb. 5.2:	Autotherme Wirbelschichttemperatur in Abhängigkeit vom Brennstoffwassergehalt	96
Abb. 5.3:	Rohgasteergehalte in Abhängigkeit von der Wirbelbetttemperatur	97
Abb. 5.4:	Vergleichende Darstellung von Messungen und Simulationsergebnissen aller nachgerechneten Versuche	98
Abb. 5.5:	Vergleich von Messung und Simulation anhand des Versuches 18-1	100
Abb. 5.6:	Anhand Versuch 18-1 berechnete Verläufe der Gaskonzentrationen und Teerbeladungen in der Suspensions- und Blasenphase des Wirbelschichtbereiches	101
Abb. 5.7:	Vergleich von Messung und Simulation anhand der Versuchsreihe 25	103
Abb. 5.8:	Maßstäbliches Massenflussbild basierend auf der Nachrechnung des Versuches 18-1	104
Abb. 5.9:	Maßstäbliches Energieflussbild basierend auf der Nachrechnung des Versuches 13-2	106
Abb. 5.10:	Simulierte Auswirkungen der Luftzahl und des Brennstoffwassergehaltes auf die autotherme Betttemperatur, den Kaltgaswirkungsgrad, die Gasausbeute und den Brenngasheizwert	107
Abb. 5.11:	Wärmeverluste des Vergasungsreaktors inklusive der Luftzuführung in Abhängigkeit von der Betttemperatur	110
Abb. 5.12:	Berechnete und durch Abschaltversuche ermittelte Kohlenstoffinventare im Wirbelschichtbereich in Abhängigkeit von der Betttemperatur	111
Abb. A.1:	Wake- und Driftanteile als Funktion der ARCHIMEDES-Zahl	A-5
Abb. A.2:	Berechnete Dauer für ein vollständiges Umwälzen des gesamten Bettmaterials	A-6
Abb. A.3:	Geometrie des Anströmbodens und der Fluidisationsluftdüsen der Wirbelschichtvergasungs-Versuchsanlage	A-7
Abb. A.4:	Geometrie des Zyklons der Wirbelschichtvergasungs-Versuchsanlage	A-8
Abb. A.5:	Durchgangs-, Rückstands- und Verteilungsdichtekurve des Quarzsandes	A-9
Abb. A.6:	Durchgangs-, Rückstands- und Verteilungsdichtekurve des Waldrestholzes	A-10
Abb. A.7:	Prinzipieller Verlauf eines Abschaltversuches	A-17
Abb. A.8:	Bildschirmausgabe der Anfangsbilanz	A-22
Abb. A.9:	Bildschirmausgabe der Endbilanz und Austrittsgaszusammensetzung des Wirbelschichtbereiches	A-22
Abb. A.10:	Bildschirmausgabe der Endbilanz und Austrittsgaszusammensetzung des Freiraumbereiches	A-22

Anhang

A.1 Vergasungsverfahren und Vergaserprojekte

Die folgende Tabelle enthält eine Auswahl aus der Literatur bekannter Vergaser, Vergasungsverfahren und Vergaserprojekte, die ausschließlich oder im Wesentlichen nur mit Biomasse betrieben werden. Daneben existiert eine Vielzahl von Verfahren und praxisreifer Anwendungen, bei denen Brennstoffgemische zum Einsatz kommen, die neben Biomasse hauptsächlich fossile Brennstoffe und Abfälle enthalten. Beispielhaft seien hierfür die verschiedenen im Sekundärrohstoff-Verwertungs-Zentrum Schwarze Pumpe betriebenen Vergaser (BUTTKER und SEIFERT 1998), das Schwel-Brenn-Verfahren, das ThermoSelect-Verfahren (SCHWEITZER 1994), das Uhde PreCon-Verfahren (LÜTGE et al. 1998), das Noell Konversionsverfahren (CARL und FRITZ 1994) und der Lurgi ZWS-Gaserzeuger im Zementwerk Rüdersdorf (WIRTHWEIN et al. 1999) genannt. Eine erschöpfende aktuelle Übersicht zu derartigen Verfahren, die hauptsächlich der Abfallverwertung dienen, gibt MALKOW (2004).

Ältere Projekte und Vergaser, insbesondere aus der Zeit des Zweiten Weltkrieges, sind nicht aufgeführt. Stattdessen wird auf die Übersichtsarbeiten von JANTSCH (1943) und ECKERMANN (1986) verwiesen. BIERTER und GAEGAUF (1982) führten Anfang der 80er Jahre des letzten Jahrhunderts eine Befragung per Fragebogen durch und veröffentlichten eine Liste mit europäischen Herstellern von Holzvergasungsanlagen. Da dieses Datenmaterial inzwischen veraltet ist, wurde es in der Auflistung ebenfalls nicht berücksichtigt.

Weiterhin listen SANTRUSCHEK (1999) deutsche und OETTEL und HASCHKE (1997) europäische Projekte zur Vergaserentwicklung auf, die aufgrund unvollständiger Informationen nicht alle aufgeführt werden. Gleiches gilt für die Übersichtsarbeiten von KURKELA (2002) und RENSFELT (2001) über eine Vielzahl finnischer und schwedischer Vergaserprojekte. Die Aufstellung kann mit KNOEF (2000) ergänzt werden, der 15 Vergasungsanlagen kleiner Leistung aus dem asiatischen und südamerikanischen Raum auflistet, die im Rahmen eines internationalen Monitoringprogrammes mit dem Schwerpunkt auf Teer- und Staubmessungen untersucht wurden.

Diese Auflistung stellt eine Auswahl dar und erhebt keinen Anspruch auf Vollständigkeit.

Tab. A.1: Auswahl von Projekten und Verfahren zur Vergasung biogener Festbrennstoffe (alphabetisch geordnet)

Bezeichnung	Ort	Hersteller/Betreiber	Status	Vergasungs- verfahren	Brennstoff	Vergasungs- mittel	Gasnutzung	Leistung	Quellen
2SV	Leipzig-Holzhausen	MFU GmbH	Versuchs- anlage	Gleichstrom	Holz, Abfälle	Sauerstoff	k.A.	1,2 t/h	NITSCHKE et al. 2001
Amergas	Geertruidenberg (Niederlande)	EPZ / Lurgi AG / Kraftwerk Amer	kommerzielle Anlage	zirkulierende Wirbelschicht	Altholz	Luft	Mitverbrennung im Kohlekraftwerk	85 MW _{therm} (29 MW _{ele})	GREIL und VIERRATH 2000, WILLEBOER 2001
ARBRE	Eggborough (Groß- britannien)	TPS Termiska Pro- cesser, Alstom Power	kommerzielle Anlage	zirkulierende Wirbelschicht	Holz	Luft	IGCC	8 MW _{ele}	OVEREND 2000
Battelle- Vergaser	Burlington (USA)	FERCO, Battelle Columbus Lab.	Demoanlage	gekoppelte Wirbelschichten	Holz, Reststoffe	Dampf	IGCC	15 MW _{ele}	BUCHBERGER 1998, STEVENS 2001
B9-Vergaser	Unea (S), Blackwater Vally (Nordirland)	B9 Energy Biomass Ltd.	kommerzielle Anlage	Gleichstrom	Holz	Luft	Gasmotor	200 kW _{ele}	SACCÀ 2001
BENA 200	Halle-Saale	T & M Engineering GmbH / ML-Universität Halle-Wittenberg	Versuchs- und Demo- anlage	Pyro.-Schnecke- Gegenstrom- Kombination	Holz, Mischanthus	Luft	Gasmotor, Gaskessel, Kältemaschine	200 kW _{BRL} , 175 kW _{therm} , 30 kW _{ele}	PURR et al. 2003
BIGCC Siebenlehn	Siebenlehn	Sachsenholz AG, PPS GmbH, TU Bergakade- mie Freiberg	Demoanlage mit kom. Charakter	Gleichstrom	Holz	Luft	GuD, indirekt beheizt	12 MW _{BRL} , 2,5 MW _{ele} , 4,8 MW _{therm}	MACKE et al. 2003, BLUM und MACKE 2001
BioCoComb	Zeltweg (Österreich)	Austrian Energy (GU)	Demo-/ Pilot- anlage	zirkulierende Wirbelschicht	Holz u.a. Biomassen	Luft	Verbrennung im Kohlekessel	5-20 MW _{therm}	BRÄNDLE et al. 2000
Bioflow Energy System	Värnamo (Schweden)	Foster Wheeler Energia OY, Sydkraft AB	Demoanlage	zirkulierende Wirbelschicht (20-25 bar)	Holz, Rinde, Stroh, RDF	Luft	IGCC	6 MW _{ele} , 9 MW _{therm}	KURKELA 2002, RENSFELT 2001
Bioneer	div. Orte in Schwe- den und Finnland	Bioneer (Perushtymä Oy, Foster Wheeler Oy)	kommerzielle Anlagen	Gegenstrom	Holz, Torf	Luft, Dampf	Gaskessel	4 - 6 MW _{BRL}	HAAVISTO 2001, KURKELA 2002
BKK-Vergaser	Leipzig	Kiefer Engineering GmbH	Versuchs- anlage	Gleichstrom, zweistufig	Industrierest- holz	Luft, (Dampf)	Gasmotor-BHKW	300 kW _{BGL}	SANTRUSCHEK 1999
Blauer Turm	Herten	(Deutsche Montan Technologie GmbH)	Versuchs- /Demoanlage	Kombination aus Pyrolyse, Refor- mer, Koksverbr.	Holz, Grasschnitt	Dampf	TNV	1 MW	DIMOVA et al. 2000
Carbo-V	Freiberg	CHOREN (vormals UET Freiberg GmbH)	Versuchs- anlage	Pyrolyse-Flug- strom-Kombi.	Holz	Luft, Sauerstoff	Methanol- synthese	1 MW _{therm}	WOLF 1998, WOLF und MEYER 2000
CUTE- Vergaser	Clausthal-Zellerfeld	CUTEC, T & M Engi- neering GmbH	Versuchs- anlage	zirkulierende Wirbelschicht	Holz, Rest- stoffe	Sauerstoff, Dampf	FT-Synthese	400 kW _{BRL}	SCHINDLER 2004
Doppelfeuer- vergaser	u.a. Eckernförde, Merseburg, Emmen- brücke (CH)	AHT Bergisch Gladbach /diverse Betreiber	Pilot- und kommerzielle Anlagen	Gleich-Gegen- strom-Kombi.	Holz, organische Materialien	Luft	Gasmotor-BHKW	bis 140 kW _{ele}	SPINDLER 1998, BAASKE 1999, BAUERMEISTER und SPINDLER 2002
Doppelrohr- vergaser	Oberthingau	N.R.P. Natur-Rohstoff Pyrolyse GmbH	kommerzielle Anlage	Schnecken- reaktor	Holz, Holzabfälle	Luft, Dampf	Gasmotor	k.A.	FINGER 2001, FINGER 2004

Tab. A.1: Auswahl von Projekten und Verfahren zur Vergasung biogener Festbrennstoffe – Fortsetzung

Bezeichnung	Ort	Hersteller/Betreiber	Status	Vergasungs- verfahren	Brennstoff	Vergasungs- mittel	Gasnutzung	Leistung	Quellen
EASYMOD	Boizenburg	EASYMOD Energie- systeme GmbH	kommerzielle Anlage	Gleichstrom, aufsteigend	Holzhack- schnittzel	Luft, Dampf	Gasmotor	9,15 MW _{BGL} , 3,6 MW _{ele}	MICHEL-KIM 1994
Fluidyne „Pacific Class“	Fürstenwalde	MHB Umwelttechnik GmbH	Versuchs- anlage	Gleichstrom	Holz, Holz- briketts	Luft	Gasmotor-BHKW	30 kW _{ele}	SANTRUSCHEK 1999
FICFB	Wien, Güssing (Österreich)	TU Wien/Repotec, Austrian Energy,	Versuchs-/ Demoanlage	gekoppelte Wirbelschichten	Holz	Dampf	Gasmotor	bis 8 MW _{BRL} , 2 MW _{ele}	HOFBAUER et al. 2001, AICHERNIG et al. 2004
Foster- Wheeler-V.	Lahti (Finnland)	Foster Wheeler / Lahden Lämpövoima	kommerzielle Anlage	zirkulierende Wirbelschicht	Restholz, Abfälle	Luft	Verbrennung im Kohlekessel	bis 80 MW _{BRL}	NIEMINEN et al. 1999, NIEMINEN et al. 2001
Greenpower	Bedano (Schweiz), Legnano (Italien)	Greenpower (CCT Marcegaglia Gruppe)	Pilot-/ kom. Anlage	Gleichstrom, aufsteigend	Holz	Luft	Gasmotor	bis 550 kW _{ele} , 2,5 MW _{BRL}	STURLA 2001
Grübl- Holzvergaser	Stubenberg (Österreich)	Grübl Automatisie- rungstechnik	kommerzielle Anlage	Gleichstrom	Holz	Luft	Gasmotor	50 kW _{ele} , 100 kW _{therm}	STEINBRECHER und WALTER 2001
Harboøe	Harboøe (Dänemark)	Babcock & Wilcos Vølund ASP	Pilotanlage	Gegenstrom	Holz, (Stroh)	Luft	Gaskessel, Gasmotor	6 MW _{therm} , 1,5 MW _{ele}	HEEB 2001
Heatpipe- reformer	München	TU München	Versuchs- anlage	allotherme Wirbelschicht	Biomassen	(Dampf)		200 kW _{therm}	KARL et al. 2000
HTV (JUCH- Vergaser)	Steinmaur, Kersten- holz, Espenhain, u.a.	HTV Energietechnik AG	Versuchs-/ kom. Anlagen	Gleichstrom	Holz, Altholz	Luft	Gasmotor-BHKW	bis 4 MW _{BRL}	JUCH 1998, SCHNEIDER 2003
HTW- Demoanlage	Berrenrath	Rheinbraun	Demoanlage	Wirbelschicht (bis 10 bar)	u.a. Holz, Torf	Sauerstoff, Dampf	k.A.	ca. 150 MW _{BRL}	HAMEL 2001
HTW-Techni- kumsanlage	Aachen	RWTH Aachen, Inst. f. Eisenhüttenkunde	Versuchs- anlage	SWS / ZWS	div. Biomas- sen, Abfälle	Luft, Sauer- stoff, Dampf	Brennkammer	ca. 125 kW _{BRL}	HAHN 1994, SCHARPFF 1995
IGEL-Modell- vergaser	Dresden	VER GmbH, TU Dresden	Versuchs- anlage	Gleichstrom	Holz	Luft	Brennkammer	75 kW	SCHNEIDER et al. 2001, SCHNEIDER 2003
IISc/DASAG Open-Top-V.	diverse Orte haupt- sächlich in Indien	Indian Institute of Science (IISc), DASAG	kommerzielle Anlagen	Gleichstrom, zwei Luftzuführungen	Holz	Luft	Gasmotor	bis 500 kW _{ele}	BÜHLER und HASLER 1997, SHARAN 1999
IPV-Verfahren	Siegen	Universität Siegen	Versuchs- anlage	Schacht-Wirbel- schicht-Kombi.	Holz, biogene Abfälle	Dampf	Brennkammer	150 kW	HAMEL et al. 2001
IUTA-Vergaser	Duisburg	Inst. f. Umwelttechnolo- gie und Umweltanalytik	Versuchs- anlage	Gleich-Gegen- strom-Kombi.	Holz	Luft	Gasbrenner, (Gasmotor)	100 kW _{BRL}	SENGER 1998
IVD – Flugstrom	Stuttgart	Uni Stuttgart, IVD	Versuchs- anlage	Flugstrom	Biomasse	Luft	Fackel	20 kW _{therm}	STORM et al. 2000
IVD – Wirbel- schicht	Stuttgart	Uni Stuttgart, IVD	Versuchs- anlage	stationäre Wirbel- schicht	Biomasse, Klärschlamm	Luft	Fackel	20-25 kW _{therm}	STORM et al. 2000, MORSCH 1999
Kera-Gas	diverse Orte	Keram. Ind. Bedarfs Gesellschaft P. Gatzke	kommerzielle Anlagen	Gegenstrom mit Drehrost	Holz, (Klar- schlamm)	Luft, (Luft+Dampf)	Brennöfen	300 bis 4 500 kW _{therm}	SANTRUSCHEK 1999

Tab. A.1: Auswahl von Projekten und Verfahren zur Vergasung biogener Festbrennstoffe – Fortsetzung

Bezeichnung	Ort	Hersteller/Betreiber	Status	Vergasungs- verfahren	Brennstoff	Vergasungs- mittel	Gasnutzung	Leistung	Quellen
Kopf-Vergaser	Sulz-Bergfelden	Kopf AG	Versuchs-/ Demoanlage	Gleich-Gegen- strom-Kombi.	Holz, Holzabfälle	Luft	Dieselmotor	k.A.	KLÄGER und BURG- BACHER 1999
KARA SG1	Almelo (Niederlande)	KARA Energy Systems B.V.	Versuchs- anlage	Gleichstrom	Holz, Reststoffe	Luft	Gasmotor	215 kW _{ele}	KWANT 2001
Lurgi CFB Bioelettrica	Pisa (Italien)	Lurgi Umwelt GmbH (u.a.)	kommerzielle Anlage	zirkulierende Wirbelschicht	Holz, Reststoffe	Luft	GuD-Prozess	12 MW _{ele}	HIRSCHFELDER und VIERRATH 1999
Martezo- Vergaser	diverse Orte in Frank- reich	Martezo	kommerzielle Anlagen	Gleichstrom	Holz	Luft	Gasmotor-BHKW	bis 170 kW _{ele}	STEINBRECHER und WALTER 2001
Novel- Pilotanlage	Tervola und Espoo (Finnland)	Entimos OY VTT, Condens Oy	Pilot- / Demo- anlage	Gleich-Gegen- strom-Kombi.	Holz, Rinde, Klärschlamm	Luft	Gasmotor, Gaskessel	bis 450 kW _{ele}	KURKELA 2002
PFBG Delft	Delft	TU Delft	Versuchs- anlage	stationäre Wirbel- schicht (10 bar)	Holz, Miscanthus	Luft, Dampf	Gasturbinen- brennkammer	1,5 MW _{therm}	ANDRIES et al. 2000, VAN DER WEL et al. 2003
RENUGAS	Chicago (USA)	Institute of Gas Technology	Demoanlage	stationäre Wirbel- schicht (35 bar)	Holzabfälle, Reststoffe	Sauerstoff, Dampf, Luft	Fackel (Gasturbine)	10-12 t _{gas} /Tag	KNIGHT 2000
Two-Stage- Gasifier	Lynby und Aars (Dänemark)	TU Dänemark, COWI AS und REKA A/S	Versuchs-/ Demoanlage	Pyrolyse-Gleich- strom-Kombi.	Holz	Luft	Gasmotor	bis 120 kW _{ele}	HENRIKSEN 2001
VER-Quer- stromvergaser	Dresden	VER GmbH	Versuchs- anlage	Querstrom	Holz, Reststoffe	Luft	integrierte Brenn- kammer	15 – 30 kg/h, 100 kW _{therm}	LIEBISCH und TOPF 1998
VEGA (U-Gas- Verfahren)	Tampere (Finnland)	Enviropower Oy (Vattenfall)	Pilotanlage	stationäre Wirbel- schicht (30 bar)	Biomasse	Luft	IGCC	15 MW _{BRL}	BUCHBERGER 1998
Viesel Holzvergaser	Bad Urach	Viesel Apparatebau GmbH	Versuchs- anlage	Gleichstrom	Holz, Holz- briketts	Luft	Gasmotor	ca. 50 kW _{ele}	STEINBRECHER und WALTER 2001
VTT-Wirbel- schicht-V.	Espoo (Finnland)	VTT	Versuchs- anlage	stationäre Wirbel- schicht (10 bar)	Holz, Torf, Braunkohle	Luft, Dampf	k.A.	250 kW _{BRL}	KURKELA und STAHL- BERG 1992
WAMSLER- Thermo- Prozessor	u.a. München, Rosenheim, Jämschwalde	Wamslers Umwelt- technik GmbH / Hugo Petersen GmbH	Versuchs- und kom. Anlagen	Gleichstrom- Wirbelschicht- Kombination	Holz, Altholz, Abfallstoffe	Luft, Abgas	Brennkammer, (Abhitzekeessel)	bis 1,5 MW _{BRL}	SCHMITT 1997, BRUNNER 1997, SANTRUSCHEK 1999
Wendelrohr- vergaser	Oberthingau	N.R.P. Natur-Rohstoff Pyrolyse GmbH	Versuchs- anlage	Gleichstrom- Sonderbauform	Holzpellets	Luft	Brennkammer, Zündstrahlmotor	40 kW _{ele}	FINGER 1999
WSV 400	Magdeburg	Uni Magdeburg, Fraunhofer IFF	Versuchs- anlage	stationäre Wirbelschicht	Holz, Miscanthus	Luft	Brennkammer, Gasmotor-BHKW	150 kW _{BRL}	GOHLA et al. 2002, HAMEL et al. 2000
Wirbelkammer- reaktor	Amberg	Prüfing GmbH / TU Berlin	Versuchs- anlage	Strahlschicht	Holz, Stroh, Gerste	Luft	Kessel	490 kW _{BRL}	PFAB 2001
Xylowatt	Chatel-St-Denis (Schweiz)	Xylowatt SA	kommerzielle Anlage	Gleichstrom (DASAG)	Holzhackgut	Luft	Gasmotor-BHKW	bis 300 kW _{ele} , 600 kW _{therm}	PITTET 2000
ZWS-Gas- erzeuger	Oberhausen	Fraunhofer IUSE (UMSICHT)	Versuchs- anlage	zirkulierende Wirbelschicht	Holz, Klär- schlamm	Luft	Brennkammer, Gasmotor	500 kW _{BRL} , 100 kW _{ele}	REIMER et al. 1999, ISING 2002

A.2 Abschätzung des Bettmaterialumwälmassenstromes und der Umwälzzeit

Hauptverantwortlich für die Feststoffdurchmischung und die daraus resultierende Bettmaterialumwälzung in Wirbelschichten ist der Teilchentransport durch die Gasblasen. Dieser erfolgt einerseits im Nachlauf (Wake) und andererseits in der Schleppe (Drift) der aufsteigenden Blasen. Die Größe beider Bereiche wird in Beziehung zum Blasenvolumen gesetzt:

$$\beta_{\text{Wake}} = \frac{V_{\text{Wake}}}{V_b} \quad (\text{Wakeanteil}) \quad (\text{Gl. A.1}),$$

$$\beta_{\text{Drift}} = \frac{V_{\text{Drift}}}{V_b} \quad (\text{Driftanteil}) \quad (\text{Gl. A.2}).$$

In Versuchen ergab sich, dass der Anteil des Feststoffes, der mit einer Blase transportiert wird, mit zunehmenden Teilchendurchmesser abnimmt. Dies gilt sowohl für den Wake- als auch für den Driftanteil. In der Abb. A.1 ist diese Abhängigkeit über die ARCHIMEDES-Zahl dargestellt.

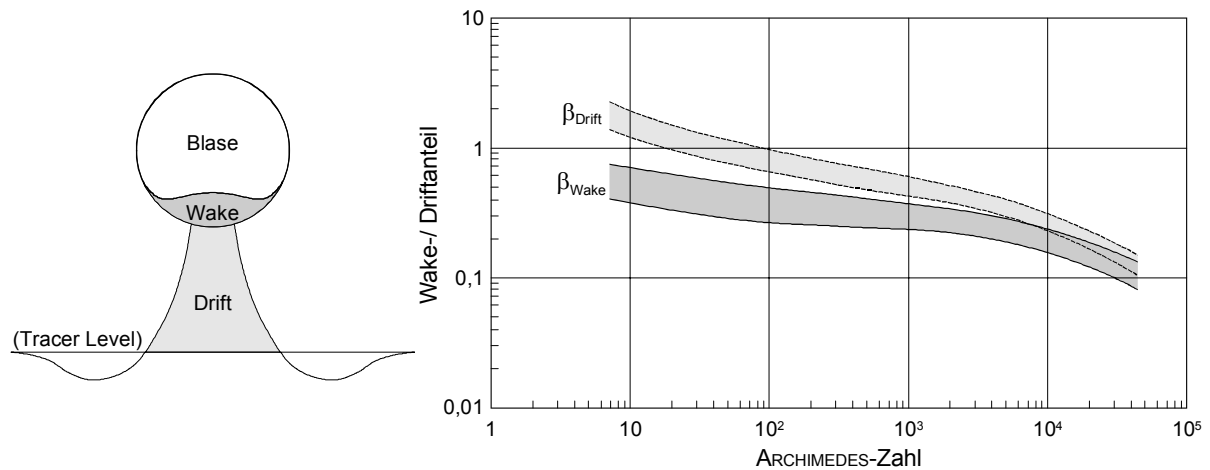


Abb. A.1: Wake- und Driftanteile als Funktion der ARCHIMEDES-Zahl (HOFBAUER 1992)

Bei numerischen Berechnungen können die daraus abgeleiteten und stark vereinfachten Näherungsgleichungen

$$\beta_{\text{Wake}} = 0,59 - 0,046 \ln(\text{Ar}) \quad (\text{Gl. A.3}),$$

$$\beta_{\text{Drift}} = 1,50 - 0,135 \ln(\text{Ar}) \quad (\text{Gl. A.4})$$

verwendet werden (Gültigkeitsbereich $10 < \text{Ar} < 10\,000$). Der Umwälmassenstrom \dot{m}_U kann aus dem Ansatz

$$\dot{m}_U = A_{\text{WS}} \cdot \rho_p \cdot (1 - \varepsilon_d) \cdot (u_{\text{P,Wake}} \cdot \beta_{\text{wake}} \cdot \varepsilon_b + u_{\text{P,Drift}} \cdot \beta_{\text{Drift}} \cdot \varepsilon_b) \quad (\text{Gl. A.5})$$

berechnet werden. Dabei wird angenommen, dass die Porosität im Nachlauf (Wake) und in der Schleppe (Drift) gleich der Suspensionsporosität (ε_d) ist. Da sich die Teilchen im Wake mit der Blase mitbewegen, haben sie die gleiche Geschwindigkeit u_b . Für die Geschwindigkeit in der Schleppe wird in erster Näherung $0,38 \cdot u_d$ verwendet, die unabhängig voneinander von verschiedenen Autoren ermittelt wurde (HOFBAUER 1992). Somit folgt

$$\dot{m}_U = A_{WS} \cdot \rho_p \cdot (1 - \varepsilon_d) \cdot (u_b \cdot \beta_{Wake} \cdot \varepsilon_b + 0,38 u_b \cdot \beta_{Drift} \cdot \varepsilon_b) \quad (\text{Gl. A.6}).$$

Setzt man nach HILLIGARDT (1986) für $(u_b \cdot \varepsilon_b)$ den Ausdruck $(0,75 \cdot (u_{Leer} - u_{mf}))$, erhält man

$$\dot{m}_U = A_{WS} \cdot \rho_p \cdot (1 - \varepsilon_d) \cdot 0,75 \cdot (u_{leer} - u_{mf}) \cdot (\beta_{Wake} + 0,38 \beta_{Drift}) \quad (\text{Gl. A.7}).$$

Wie aus (Gl. A.7) zu ersehen ist, hängt der Umwälzmassenstrom primär von der Leerrohrgeschwindigkeit ab. Bei gleichem $u - u_{mf}$ wird dieser mit zunehmenden Partikeldurchmesser kleiner. Zum vollständigen Umwälzen des gesamten Bettmaterials wird die Zeit

$$t_U = \frac{m_{Bett}}{\dot{m}_U} \quad (\text{Gl. A.8})$$

benötigt. Daraus ergeben sich, für die in Abschnitt 4.1 beschriebene Wirbelschichtvergasungsanlage in Abhängigkeit vom mittleren Partikeldurchmesser des verwendeten Bettmaterials, die in Abb. A.2 dargestellten Umwälzzeiten.

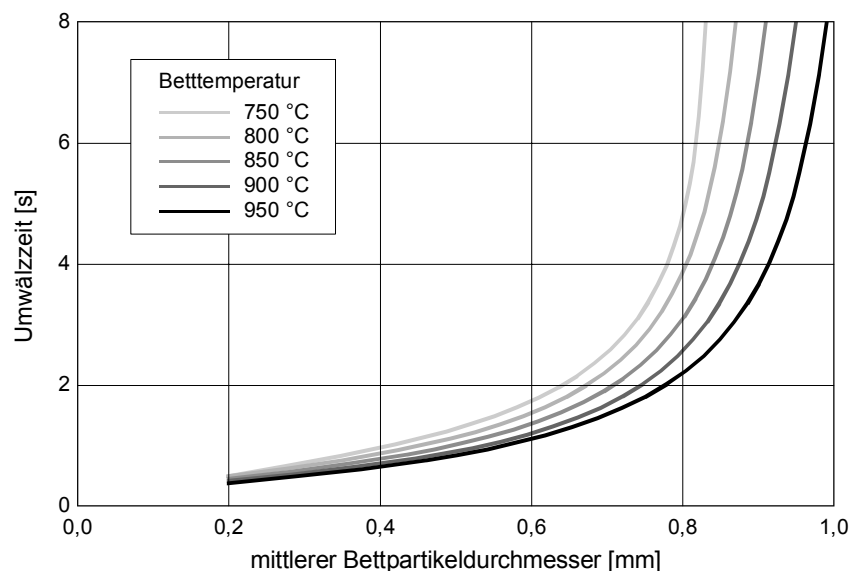


Abb. A.2: Berechnete Dauer für ein vollständiges Umwälzen des gesamten Bettmaterials ($m_{Bett} = 25 \text{ kg}$, $D_{WS} = 0,4 \text{ m}$, $\psi = 0,8$)

A.3 Technische Details der Wirbelschichtvergasungs-Versuchsanlage WSV 400

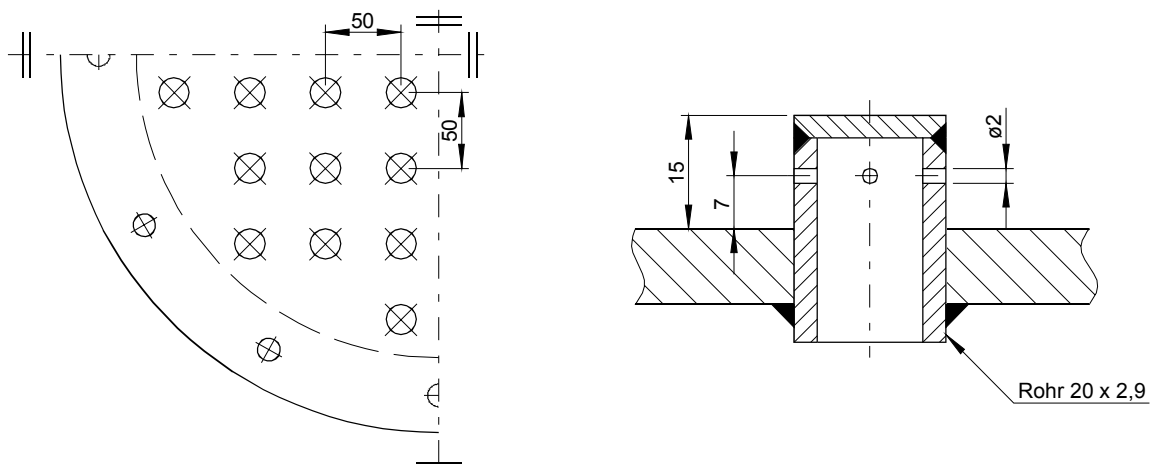


Abb. A.3: Geometrie des Anströmbodens und der Fluidisationsluftdüsen der Wirbelschichtvergasungs-Versuchsanlage WSV 400

Tab. A.2: Technische Daten des Anströmbodens der Wirbelschichtvergasungs-Versuchsanlage WSV 400

Wirbelschichtdurchmesser	400 mm
Wirbelbettquerschnitt	0,126 m ²
Anzahl der Düsenköpfe	44
Anzahl der Düsen je Düsenkopf	4
freier Düsenquerschnitt (gesamt)	$5,53 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2$
Flächenverhältnis Düsenquerschnitt - Wirbelbettquerschnitt	0,0044

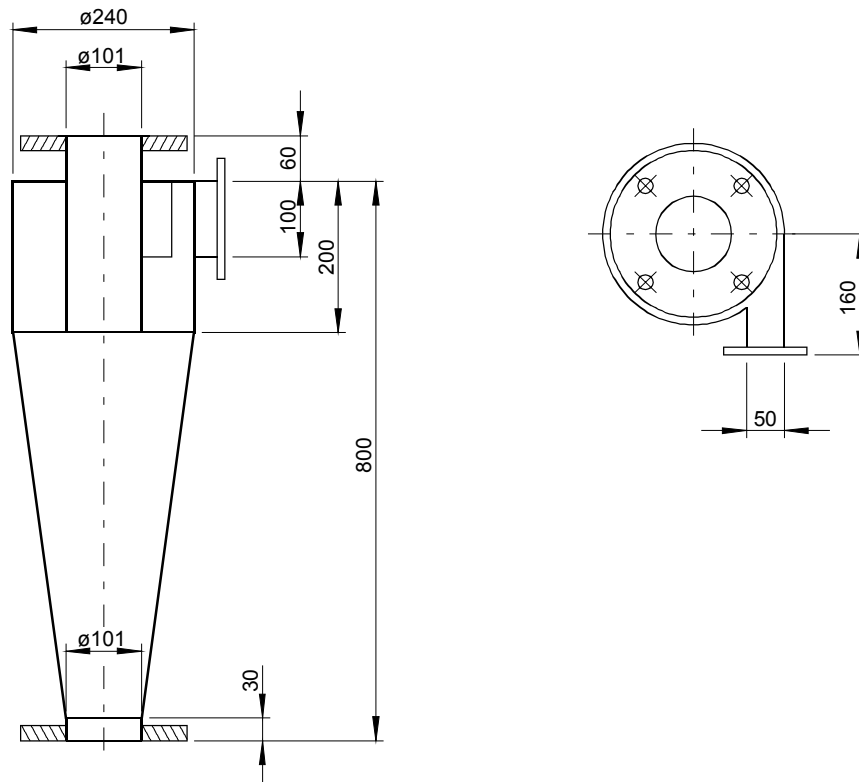


Abb. A.4: Geometrie des Zyklons der Wirbelschichtvergasungs-Versuchsanlage WSV 400

Tab. A.3: Daten der Wärmedämmung der Wirbelschichtvergasungs-Versuchsanlage WSV 400

Keramikfaser-Blanket 128/1400

Lieferant: G+H Montage GmbH, Ludwigshafen

Dauerbetriebstemperatur: 1 200 °C

Rohdichte: 128 kg/m³

Mitteltemperatur [°C]: 600 800 1 000 1 200

Wärmeleitfähigkeit [W/mK]: 0,145 0,215 0,281 0,378

Brandschutzmatte RMB

Lieferant: Deutsche Rockwool Mineralwoll-GmbH, Gladbeck

obere Anwendungstemperatur: 650 °C

Mitteltemperatur [°C]: 50 100 150 200 250 300 400

Wärmeleitfähigkeit [W/mK]: 0,039 0,045 0,051 0,060 0,069 0,081 0,109

A.4 Siebanalysen

Siebanalyse Quarzsand

Tab. A.4: Daten der Siebanalyse des Quarzsandes (nach DIN 66 165)

Siebklasse	Äquivalenz- durchmesser	Sieb leer	Sieb + Probe	Fraktion	Rück- stand	Durch- gang	Klassen- breite	Verteilungs- dichte
[mm]	[mm]	[mm]	[g]	[g]	[g]	[Ma.-%]	[mm]	[Ma.-%/mm]
>1,000		1,000	360,95	361,25	0,30	0,15	0,15	99,85
0,800	1,000	0,900	296,55	297,27	0,72	0,36	0,51	99,49
0,710	0,800	0,755	332,27	335,45	3,18	1,59	2,10	97,90
0,500	0,710	0,605	316,25	337,65	21,40	10,68	12,78	87,22
0,355	0,500	0,428	306,05	352,82	46,77	23,35	36,12	63,88
0,250	0,355	0,303	292,33	380,49	88,16	44,01	80,13	19,87
0,180	0,250	0,215	285,61	321,33	35,72	17,83	97,96	2,04
0,125	0,180	0,153	282,64	285,90	3,26	1,63	99,59	0,41
0,000	0,125	0,063	365,55	366,38	0,83	0,41	100,00	0,00

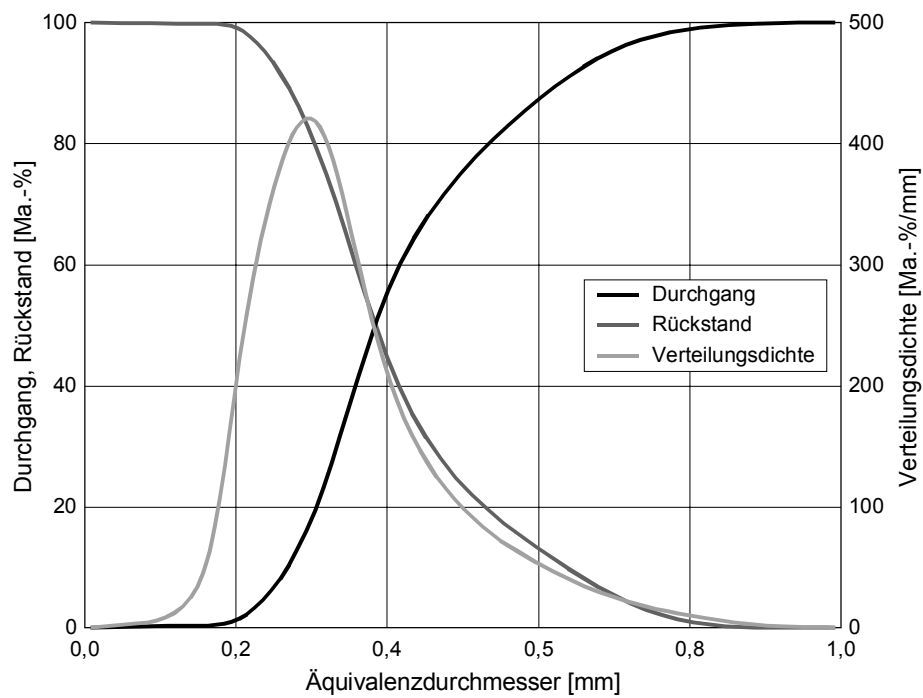


Abb. A.5: Durchgangs-, Rückstands- und Verteilungsdichtekurve des Quarzsandes

Siebanalyse Waldrestholz

Tab. A.5: Daten der Siebanalyse des Waldrestholzes (nach DIN 66 165)

Siebklasse	Äquivalenz- durchmesser	Sieb leer	Sieb + Probe	Fraktion	Rück- stand	Durch- gang	Klassen- breite	Verteilungs- dichte
[mm]	[mm]	[mm]	[g]	[g]	[g]	[Ma.-%]	[mm]	[Ma.-%/mm]
>25,00	25,00	542,60	542,60	0,00	0,00	0,00	100,00	
22,40	25,00	23,70	487,44	487,44	0,00	0,00	2,60	0,00
12,50	22,40	17,45	494,61	517,45	22,84	14,31	9,90	1,45
8,00	12,50	10,25	446,55	495,15	48,60	30,46	4,50	6,77
5,60	8,00	6,80	420,81	461,58	40,77	25,55	2,40	10,65
5,00	5,60	5,30	375,67	386,16	10,49	6,57	0,60	10,96
4,00	5,00	4,50	422,59	439,14	16,55	10,37	1,00	10,37
3,15	4,00	3,58	376,27	385,03	8,76	5,49	0,85	6,46
2,80	3,15	2,98	415,27	418,96	3,69	2,31	0,35	6,61
2,50	2,80	2,65	352,25	354,69	2,44	1,53	0,30	5,10
2,00	2,50	2,25	393,27	395,85	2,58	1,62	0,50	3,23
1,40	2,00	1,70	383,63	385,34	1,71	1,07	0,60	1,79
1,25	1,40	1,33	312,50	312,72	0,22	0,14	0,15	0,92
1,00	1,25	1,13	360,95	361,17	0,22	0,14	0,25	0,55
0,00	1,00	0,50	422,45	423,14	0,69	0,43	1,00	0,43

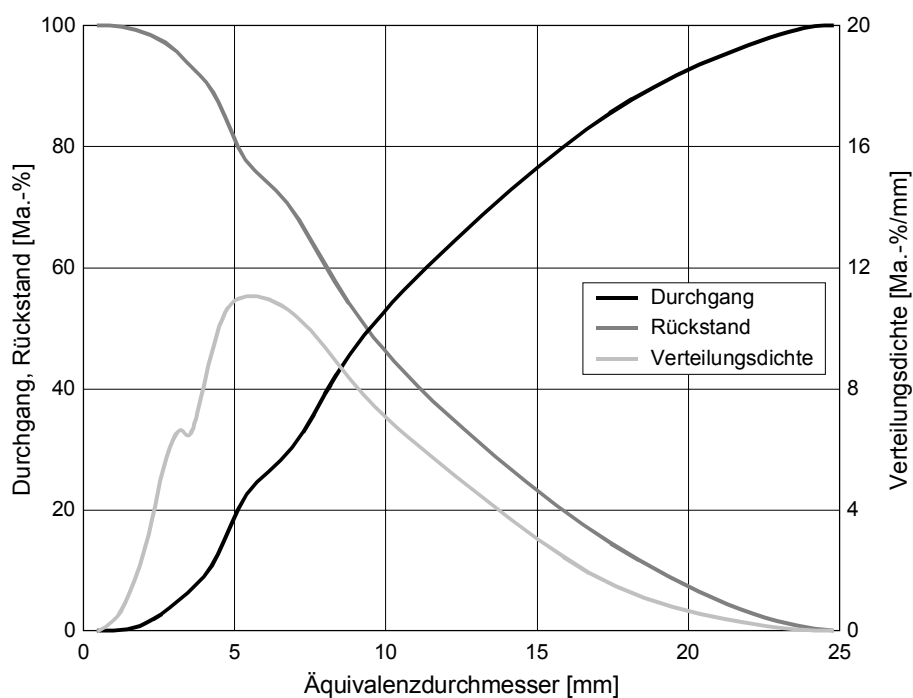


Abb. A.6: Durchgangs-, Rückstands- und Verteilungsdichtekurve des Waldrestholzes

A.5 Nachgerechnete Versuche

Auf den folgenden Seiten sind wesentliche Betriebsparameter und Ergebnisse der mit dem in dieser Arbeit beschriebenen VergasermodeLL nachgerechneten Versuchen aufgeführt. Eine Anzahl von Versuchen fehlt in dieser Auflistung, da sie aus verschiedenen Gründen nicht nachgerechnet werden konnten. Die Gründe sind im Einzelnen

- unzureichende Datenbasis wegen fehlender Messwerte oder instationären Betriebes,
- Verwendung anderer Brennstoffe als das den Rahmen dieser Arbeit umfassende unbehandelte Rest- und Abfallholz,
- Versuche mit primären oder sekundären Teerminderungsmaßnahmen.

Die detaillierte Darstellung der Versuchsdurchführung und der Betriebsparameter würde den Umfang dieser Arbeit sprengen. Diese Detaildaten können HOYER/TEPPER et al (1999), MEDNEV (2000) und HOYER/TEPPER et al. (2003) entnommen werden.

Tab. A.6: Betriebsparameter und Ergebnisse aller nachgerechneten Versuche (mit dem Simulationsprogramm berechnete Werte kursiv)

Versuch		Dauer	BR- Massen- strom	BR- Wasser- gehalt	Luft- volumen- strom	Luft- tem- peratur	Luft- zahl	Bett- masse	Reaktortemperaturen								Gasqualität				Teer	unterer BG- heizwert	BG- volumen- strom	Energie- bilanz	Heiß-/Kalt- gaswir- kungsgrad	
		min	kg/h	Ma.-%	m ³ _{I,N,tff} /h	°C		kg	GT 1	GT 2	GT 3	GT 4	GT 5	GT 6	GT 7	GT 8	CO ₂	CO	CH ₄	H ₂	g/m ³ _{I,N,tff}	kJ/m ³ _{I,N,tff}	m ³ _{I,N,tff} /h	kW _(o)		
V 4-1	30	40,0	35	40,0	703	0,30	20	854	867	834	803	790	776	759	17,4	14,5	3,9	3,7			3 643		64,8	152	90	67
								854	854	834	800	773	743	699	14,6	17,1	3,7	15,8	20,6	5 197						
V 4-2	30	40,0	35	40,0	645	0,30	20	825	757	715	732	736	732	723	16,4	14,4	3,8	3,7			3 598		64,4	151	89	67
								825	825	806	770	743	714	671	14,4	17,3	3,8	15,4	22,2	5 204						
V 10-1	30	42,8	28,2	43,0	664	0,32	20	839	846	835	843	831	826	815	18,1	12,7	3,3	9,8			3 849		72,6	178	90	70
								839	839	819	782	756	729	688	12,8	20,3	4,1	15,9	23,8	5 751						
V 10-2	15	36,1	28,2	42,5	670	0,38	20	851	859	847	856	845	841	839	16,9	12,3	2,3	9,9			3 440		65,6	152	85	65
								851	851	831	795	768	737	692	14,0	17,3	3,6	13,9	19,6	4 971						
V 10-3	15	48,2	28,2	60,0	543	0,40	20	832	840	827	838	827	823	819	16,4	13,4	2,5	10,0			3 667		88,5	201	85	62
								832	832	826	786	764	739	707	13,7	17,2	3,5	12,0	22,5	4 711						
V 12-2	30	43,9	36	40,0	721	0,33	30	814	800	776	755	741	734	731	18,5	13,1	3,0	12,0			4 028		68,1	164	91	70
								814	814	808	765	740	714	673	15,0	17,2	4,2	17,2	21,7	5 521						
V 13-1	60	43,9	36	40,0	583	0,33	30	836	824	809	800	790	778	755	19,7	11,8	3,4	11,8			3 970		68,5	162	94	71
								836	836	830	791	763	736	694	15,1	17,2	4,1	17,6	20,1	5 520						
V 13-2	30	38,4	36	40,0	727	0,37	30	869	861	836	808	785	765	744	19,1	12,0	3,0	11,7			3 850		63,7	145	89	65
								869	869	862	826	797	767	720	15,7	15,2	3,5	16,0	15,7	4 900						
V 13-3	5	30,7	36	40,0	460	0,47	30	901	900	874	836	805	778	752	19,2	10,3	2,7	9,6			3 301		56,4	114	86	58
								901	901	895	860	827	792	738	16,6	11,9	2,7	12,6	10,7	3 844						
V 17-1	30	44,4	25,8	50,0	861	0,35	25	832	814	776	777	778	777	765	17,8	15,2	4,5	11,1			4 728		80,1	196	85	66
								832	832	825	782	758	734	695	13,3	19,1	3,9	14,4	22,2	5 377						
V 17-2	30	38,8	25,8	50,0	887	0,40	25	855	836	775	753	735	719	701	16,7	16,7	4,4	11,5			4 946		74,7	174	81	61
								855	855	848	811	783	756	714	14,2	16,5	3,4	12,9	18,2	4 702						
V 17-3	30	34,5	25,8	50,0	908	0,45	25	901	887	812	779	752	725	695	15,5	17,5	3,9	12,3			4 937		70,7	157	79	56
								901	901	894	859	831	801	754	15,0	14,5	2,9	11,7	13,5	4 129						
V 17-4	30	31,1	25,8	50,0	907	0,50	25	912	919	852	802	773	743	708	14,3	18,7	3,4	12,3			4 924		67,1	143	75	51
								912	912	912	872	842	810	760	15,6	12,7	2,5	10,2	11,3	3 615						

Tab. A.6: Betriebsparameter und Ergebnisse aller nachgerechneten Versuche (mit dem Simulationsprogramm berechnete Werte kursiv) - Fortsetzung

Versuch	Dauer min	BR- Massen- strom kg/h	BR- Wasser- gehalt Ma.-%	Luft- volumen- strom m ³ _{L,N,Tff} /h	Luft- tem- peratur °C	Luft- zahl	Bett- masse kg	Reaktortemperaturen								Gasqualität				Teer g/m ³ _{L,N,Tff}	unterer BG- heizwert kJ/m ³ _{L,N,Tff}	BG- volumen- strom m ³ _{L,N,Tff} /h	Energie- bilanz kW _(o)	Heiß-/Kalt- gaswir- kungsgrad
								GT 1	GT 2	GT 3	GT 4	GT 5	GT 6	GT 7	GT 8	CO ₂	CO	CH ₄	H ₂					
V 18-1	310	35,2	27,3	50,0	879	0,45	20	884	846	812	794	778	766	749	15,1	17,5	4,8	8,5	12,0	4 834	70,3	156	78	56
								884	884	871	837	809	779	735	14,9	14,6	2,9	11,4	15,7	4 113		138	78	56
V 19-2	60	35,2	27,1	50,0	899	0,45	25	881	807	774	763	753	747	735	17,0	17,0	4,8	10,6	6,3	5 023	70,6	157	78	56
								881	881	875	839	811	882	736	15,1	14,3	3,0	11,6	14,6	4 121		139	78	56
V 20-1	60	35,48	27,8	50,0	855	0,45	20	859	848	830	829	819	811	786	17,3	15,8	5,0	10,2	24,3	4 892	70,0	155	78	56
								859	859	846	812	783	754	712	14,9	14,5	3,0	11,1	17,0	4 107		136	78	56
V 20-2	60	35,48	27,8	50,0	877	0,45	20	871	831	790	773	761	752	738	16,2	16,9	4,9	8,8	9,4	4 857	70,2	155	79	56
								871	871	858	824	796	767	723	14,9	14,5	2,9	11,3	16,2	4 112		137	79	56
V 21-1	30	37,1	27,8	52,3	40	0,45	20	940	771	727	730	728	723	703	14,5	17,6	3,0	10,6	6,0	4 429	73,1	147	87	62
								855	855	843	808	781	754	713	14,9	14,6	3,0	11,0	17,4	4 107		140	87	62
V 23-1	60	33,5	27,8	50,0	750	0,45	25	802	802	782	757	722	681	623	16,1	14,4	4,2	6,7	12,2	4 058	69,4	155	76	56
								802	802	796	753	727	697	656	14,7	14,9	3,3	10,1	19,2	4 167		133	76	56
V 23-2	60	33,5	27,8	50,0	772	0,45	25	810	792	766	748	724	697	649	16,2	14,8	4,5	6,3	20,8	4 151	69,0	156	74	55
								810	810	804	761	738	705	664	14,6	15,0	3,4	9,7		4 160		131	74	55
V 25-1	5 (Profilmessung, 0,40 m)	34	24,7	50,0	567	0,45	25	819	801	764	744	723	704	676	17,9	13,7	4,5	5,7	0,7	3 972	69,5	150	78	57
								819	819	813	771	745	718	674	15,9	12,0	1,7	10,0	88,9	3 220		132	78	57
V 25-2	5 (Profilmessung, 0,85 m)	34	24,7	50,0	567	0,45	25	819	801	764	744	723	704	676	17,8	14,0	4,4	5,9	10,3	3 993	69,5	150	78	57
								819	819	813	771	745	718	674	15,1	14,1	3,0	10,4	28,6	3 975		132	78	57
V 25-3	5 (Profilmessung, 1,35 m)	34	24,7	50,0	567	0,45	25	819	801	764	744	723	704	676	17,8	13,9	4,5	5,9	8,4	3 986	69,5	150	78	57
								819	819	813	771	745	718	674	15,0	14,5	3,2	10,5	18,8	4 098		132	78	57
V 25-4	5 (Profilmessung, 1,95 m)	34	24,7	50,0	567	0,45	25	819	801	764	744	723	704	676	17,5	13,8	4,5	5,7	7,8	3 966	69,5	150	78	57
								819	819	813	771	745	718	674	14,9	14,5	3,2	10,5	18,1	4 106		132	78	57
V 25-5	5 (Profilmessung, 2,85 m)	34	24,7	50,0	567	0,45	25	819	801	764	744	723	704	676	17,4	13,6	4,4	5,8	8,9	3 909	69,5	150	78	57
								819	819	813	771	745	718	674	14,9	14,5	3,2	10,5	18,0	4 108		132	78	57
V 27-1	90	32	23,5	50,0	746	0,45	25	779	787	775	771	740	701	642	17,5	13,9	3,9	6,0		3 812	67,1	148	73	53
								779	779	773	731	704	673	633	15,1	13,8	3,2	9,0	19,6	3 869		122	73	53
V 27-2	90	32	23,5	50,0	739	0,45	25	747	755	743	752	741	736	721	18,2	12,9	3,6	6,5		3 619	66,8	147	72	52
								747	747	742	700	672	642	603	14,9	14,1	3,2	8,6	21,3	3 872		121	72	52

Tab. A.6: Betriebsparameter und Ergebnisse aller nachgerechneten Versuche (mit dem Simulationsprogramm berechnete Werte kursiv) - Fortsetzung

Versuch	Dauer	BR- Massen- strom	BR- Wasser- gehalt	Luft- volumen- strom	Luft- tem- peratur	Luft- zahl	Bett- masse	GT 1	GT 2	GT 3	GT 4	GT 5	GT 6	GT 7	GT 8	CO ₂	CO	CH ₄	H ₂	Gasqualität	Teer	unterer BG- heizwert	BG- volumen- strom	Energie- bilanz	Heiß-/Kalt- gaswir- kungsgrad
min		kg/h	Ma.-%	m ³ _N /h	°C		kg	°C								Vol.-% _{eff}					g/m ³ _{N,N,T,eff}	kJ/m ³ _{N,N,T,eff}	m ³ _{N,N,T,eff} /h	kW _(o)	
V 28-1	90	33	24,4	50,0	735	0,41	25	860	864	812	762	736	708	662	662	16,4	15,7	3,4	7,3		15,2	3 985	69,0	150	77
								860	860	860	837	807	780	705	705	14,9	14,4	2,9	10,5			4 001		130	55
V 29-1	30	34,7	34	50,0	497	0,45	25	719	706	673	675	669	661	658	658	19,5	9,9	3,3	3,6			2 835		134	
								719	719	711	678	650	621	585	585	15,8	12,3	3,0	7,9		21,8	3 471	64,7	113	74
V 29-2	35	31,2	34	50,0	278	0,50	25	714	705	660	641	624	610	600	600	20,3	8,2	2,7	4,2			2 457		117	
								714	714	706	673	646	616	578	578	16,5	10,2	2,7	6,1		19,7	2 922	61,4	95	71
V 29-3	32	31,2	34	50,0	279	0,50	25	700	692	649	635	618	601	587	587	20,6	7,8	2,6	4,1			2 370		117	
								700	700	692	660	630	603	565	565	16,4	10,5	2,7	6,0		20,7	2 920	61,2	95	70
V 29-5	15	31,2	34	50,0	280	0,50	25	707	671	648	622	604	588	575	575	20,5	7,9	2,5	4,3			2 357		117	
								707	707	699	667	639	609	571	571	16,4	10,3	2,7	6,1		20,2	2 922	61,3	95	71
V 30-1	60	32,3	22,9	50,0	586	0,40	25	957	927	882	852	824	800	766	766	16,7	13,8	3,6	7,3		11,1	3 833		147	
								957	957	934	906	877	842	794	794	14,6	14,9	2,7	11,1		11,1	4 049	69,6	133	82
V 30-2	60	37	22,9	50,0	871	0,35	25	953	909	865	840	818	800	775	775	15,8	16,3	4,2	8,0		11,9	4 445		167	
								953	953	929	902	874	842	797	797	13,6	17,3	3,1	13,1		13,2	4 735	74,9	154	87
V 30-3	15	28,7	22,9	50,0	43	0,45	25	955	942	893	858	825	798	769	769	16,4	13,3	3,4	6,2			3 571		121	
								955	955	933	905	874	838	787	787	15,4	12,7	2,3	9,4		9,4	3 450	65,6	112	84
V 30-4	15	23	22,9	40,0	30	0,45	25	948	949	894	857	826	799	770	770	16,6	12,5	3,4	5,8			3 432		97	
								948	939	921	891	852	808	746	746	15,5	12,6	2,3	9,6		8,6	3 461	52,7	89	83
V 30-5	15	17	22,9	30,0	26	0,46	25	940	957	913	868	830	797	764	764	17,1	10,0	2,8	4,9			2 797		72	
								940	929	907	864	820	862	683	683	15,7	12,2	2,3	9,5		7,5	3 391	39,3	66	80
V 32-1	60	32,4	22,9	49,0	548	0,40	50	890	884	876	864	838	810	773	773	18,3	12,6	4,0	7,2		7,6	3 814		146	
								890	890	890	868	841	806	758	758	15,2	14,2	2,9	12,2		9,2	4 129	69,7	133	82
V 42-1	60	37,1	24,1	50,0	50	0,28	25	916	917	868	857	842	831	812	812	17,4	13,5	4,0	8,9			4 092		154	
								916	906	888	857	828	794	746	746	12,7	20,4	3,9	16,3		16,8	5 741	67,7	162	97
V 49	240	43,0	24,3	52,7	469	0,32	25	925	899	873	858	834	815	783	783	16,7	15,3	4,1	7,9			4 253		178	
								925	925	925	883	860	831	789	789	13,4	18,3	3,4	14,4		15,9	5 093	82,6	175	95

A.6 Fehlerfortpflanzung

Brenngasheizwert

Funktionaler Zusammenhang:

$$H_U = 12\,654 \, y_{CO} + 35\,824 \, y_{CH_4} + 10\,768 \, y_{H_2} \quad \text{in kJ/m}^3_{i.N.} \quad (\text{Gl. A.9}).$$

Totales Differenzial zur Bestimmung des maximalen Absolutfehlers:

$$\Delta \bar{H}_U = \left| \frac{\partial \bar{H}_U}{\partial \bar{y}_{CO}} \right| \Delta \bar{y}_{CO} + \left| \frac{\partial \bar{H}_U}{\partial \bar{y}_{CH_4}} \right| \Delta \bar{y}_{CH_4} + \left| \frac{\partial \bar{H}_U}{\partial \bar{y}_{H_2}} \right| \Delta \bar{y}_{H_2} \quad (\text{Gl. A.10}),$$

$$\Delta \bar{H}_U = 12\,654 \, \Delta \bar{y}_{CO} + 35\,824 \, \Delta \bar{y}_{CH_4} + 10\,768 \, \Delta \bar{y}_{H_2} \quad (\text{Gl. A.11}).$$

Für das Beispiel des Versuches 18-1 beträgt der aus den Mittelwerten der Brenngaszusammensetzung berechnete untere Heizwert $4\,865 \text{ kJ/m}^3_{i.N., \text{ tr ff.}}$. Die Messunsicherheiten betragen $\pm 0,46 \text{ Vol.-%}$ für Kohlenmonoxid, $\pm 0,21 \text{ Vol.-%}$ für Methan und $\pm 0,44 \text{ Vol.-%}$ für Wasserstoff. Daraus resultiert ein maximaler Absolutfehler für den Brenngasheizwert in diesem Beispiel von $\pm 180 \text{ kJ/m}^3_{i.N., \text{ tr ff.}}$ bzw. ein maximaler Relativfehler von $3,7 \text{ \%}$.

Luftzahl

Funktionaler Zusammenhang:

$$\lambda = \frac{\dot{V}_{\text{Luft}}}{\dot{m}_{\text{BR,roh}} \cdot L_{\min}} \quad (\text{Gl. A.12}).$$

Aus Gründen der Vereinfachung erfolgt zunächst eine separate Betrachtung für den minimalen Luftbedarf, der sich aus den Werten der Elementaranalyse (bezogen auf den Rohzustand) über den funktionalen Zusammenhang

$$L_{\min} = \frac{V_{m,O_2}}{y_{\text{Luft},O_2}} \cdot \sum_{i=C,H,S,O} \left(\frac{v_{O_2,i} \cdot X_{i,\text{BR,roh}}}{M_i} \right) \quad (\text{Gl. A.13})$$

mit $v_{O_2,C} = 1$, $v_{O_2,H} = 0,25$, $v_{O_2,S} = 1$ und $v_{O_2,O} = -0,5$

bestimmen lässt. Über die totale Differenzierung

$$\Delta \bar{L}_{\min} = \sum_{i=C,H,S,O} \left(\left| \frac{\partial \bar{L}_{\min}}{\partial \bar{X}_{i,\text{BR,roh}}} \right| \Delta \bar{X}_{i,\text{BR,roh}} \right) \quad (\text{Gl. A.14})$$

$$\Delta \bar{L}_{\min} = \frac{V_{m,O_2}}{0,21} \left(\frac{\Delta \bar{x}_{C,BR_{roh}}}{M_C} + \frac{\Delta \bar{x}_{H,BR_{roh}}}{4 M_H} + \frac{\Delta \bar{x}_{S,BR_{roh}}}{M_S} + \frac{\Delta \bar{x}_{O,BR_{roh}}}{2 M_O} \right) \quad (\text{Gl. A.15})$$

kann für den minimalen Luftbedarf der Absolutfehler bestimmt werden. Unter der Annahme maximaler Fehler von $\pm 1 \%$ des Laboranalysewertes (ANONYMUS 1992 A) für jedes der vier Elemente ergibt sich für o.g. Beispiel ein maximaler Absolutfehler von $\pm 0,06 \text{ m}^3_{i.N.}/\text{kg}_{BR,roh}$. Bei einem Berechnungswert von $3,34 \text{ m}^3_{i.N.}/\text{kg}_{BR,roh}$ entspricht dies einem maximalen Relativfehler von $1,7 \%$.

Die Fehlerfortpflanzung bei der Berechnung der Luftzahl ergibt sich aus dem totalen Differenzial des funktionalen Zusammenhangs:

$$\Delta \bar{\lambda} = \left| \frac{\partial \bar{\lambda}}{\partial \bar{V}_{Luft}} \right| \Delta \bar{V}_{Luft} + \left| \frac{\partial \bar{\lambda}}{\partial \bar{m}_{BR,roh}} \right| \Delta \bar{m}_{BR,roh} + \left| \frac{\partial \bar{\lambda}}{\partial \bar{L}_{\min}} \right| \Delta \bar{L}_{\min} \quad (\text{Gl. A.16}),$$

$$\Delta \bar{\lambda} = \left| \frac{1}{\bar{m}_{BR,roh} \cdot \bar{L}_{\min}} \right| \Delta \bar{V}_{Luft} + \left| -\frac{\bar{V}_{Luft}}{\bar{m}_{BR,roh}^2 \cdot \bar{L}_{\min}} \right| \Delta \bar{m}_{BR,roh} + \left| -\frac{\bar{V}_{Luft}}{\bar{m}_{BR,roh} \cdot \bar{L}_{\min}^2} \right| \Delta \bar{L}_{\min} \quad (\text{Gl. A.17}).$$

Da die Bestimmung des Luftvolumenstromes durch Addition zweier Volumenströme erfolgt, sind auch deren Messunsicherheiten zu addieren. Diese betragen jeweils $\pm 0,8 \text{ m}^3_{i.N.}/\text{h}$, also $\pm 1,6 \text{ m}^3_{i.N.}/\text{h}$ in Summe. Die Messunsicherheit der Bestimmung des Brennstoffmassenstromes kann aus der Standardabweichung und dem daraus resultierenden Vertrauensbereich der Kalibrierkurve abgeschätzt werden. Für das Beispiel des Versuches 18-1 beträgt diese $\pm 0,64 \text{ kg}_{BR,roh}/\text{h}$. Zusammen mit der o.g. Messunsicherheit der Bestimmung des minimalen Luftbedarfs ergibt sich ein maximaler Absolutfehler bei der Luftzahlbestimmung im genannten Beispiel von $\pm 0,03$, was bei einer berechneten Luftzahl von $0,45$ einem relativen Fehler von $6,7 \%$ entspricht.

A.7 Bestimmung des Bettkohlenstoffinventars durch Abschaltversuche

Die Vergasungsanlage läuft stationär im Vergasungsmodus. Zum Zeitpunkt t_0 wird die Brennstoffzufuhr unterbrochen. Daraufhin brennt der zum Abschaltzeitpunkt im Wirbelbett vorhandene Kohlenstoff vollständig ab, was dadurch zum Ausdruck kommt, dass der Sauerstoffgehalt des Brenn-/ Rauchgases nach einer bestimmten Zeit den Wert des Luftsauerstoffgehaltes annimmt (Abb. A.7). Aus der Bilanzierung des Sauerstoffverbrauches durch die Kohlenstoffoxidation zu Kohlenmonoxid und -dioxid kann auf die zum Abschaltzeitpunkt im Bett befindliche Kohlenstoffmenge rückgeschlossen werden.

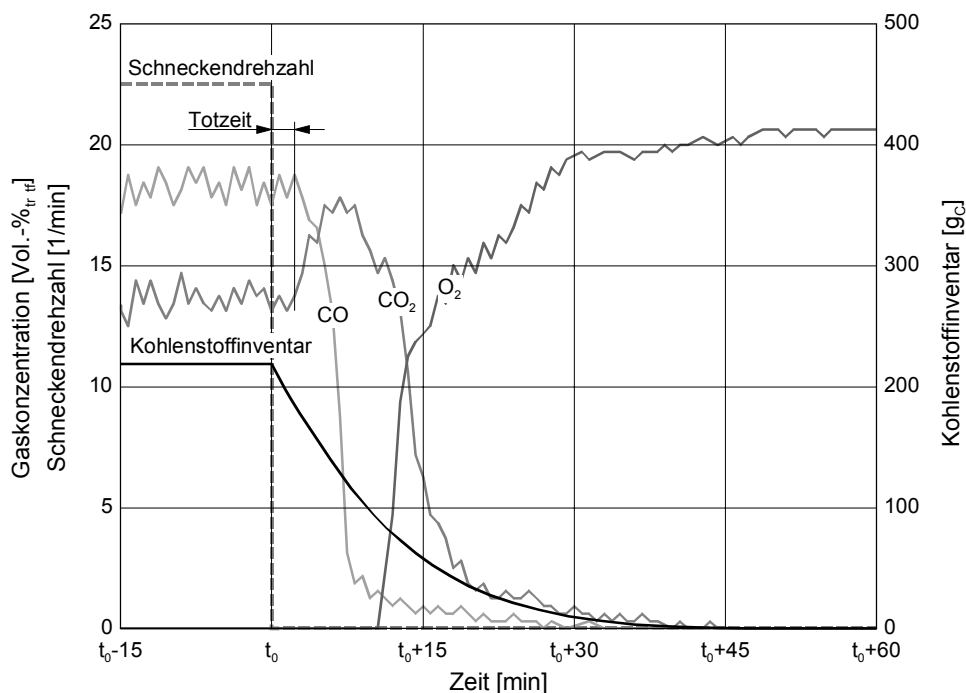


Abb. A.7: Prinzipieller Verlauf eines Abschaltversuches

Es erfolgt, basierend auf den Daten des Gasanalysators, für jeden durch die Messwerterfassungsfrequenz vorgegebenen Zeitschritt eine Bilanzierung des Kohlenstoffumsatzes. Der Gesamtkohlenstoffumsatz und damit die zum Abschaltzeitpunkt im Bett vorhandene Kohlenstoffmenge ergibt sich aus der Integration über den gesamten Abschaltzeitraum. Bei dieser Vorgehensweise sind die Totzeit des Gasanalysators sowie die Messfehler des Gasanalysators und der Volumenstrommesseinrichtung zu beachten.

Annahmen

Zum Abschaltzeitpunkt befindet sich nur noch reiner Kohlenstoff in Form von Restkoks im Bett. Die noch vorhandenen flüchtigen Bestandteile bzw. Wasserdampf aus der Brennstofftrocknung werden vernachlässigt. Der Kohlenstoff reagiert zu Kohlenmonoxid und Kohlendioxid. Die Abgaszusammen-

setzung (trocken) und die Haupt- und Hilfgasströme sind bekannt. Darüber hinaus wird ideales Gasverhalten angenommen.

Bilanzierung

Im Bilanzzeitraum Δt wird dem Vergaser über die Gasvolumenströme die Sauerstoffmenge

$$V_{O_2, zu} = (\dot{V}_{Luft} \cdot y_{O_2, Luft} + \dot{V}_{Hilf} \cdot y_{O_2, Hilf}) \cdot \Delta t \quad (\text{Gl. A.18}),$$

$$n_{O_2, zu} = V_{O_2, zu} \frac{p_0}{R \cdot T_0} \quad (\text{Gl. A.19})$$

und die Stickstoffmenge

$$V_{N_2, zu} = (\dot{V}_{Luft} \cdot y_{N_2, Luft} + \dot{V}_{Hilf} \cdot y_{N_2, Hilf}) \cdot \Delta t \quad (\text{Gl. A.20}),$$

$$n_{N_2, zu} = V_{N_2, zu} \frac{p_0}{R \cdot T_0} \quad (\text{Gl. A.21})$$

zugeführt. Der Sauerstoff reagiert mit dem im Bett befindlichen Kohlenstoff anfangs zu Kohlenmonoxid und Kohlendioxid, nach dem Umschlag in den Verbrennungsbereich nur noch zu Kohlendioxid



deren Konzentration im trockenen Brenn-/Rauchgas gemessen wird. Bei alleiniger Berücksichtigung der Gaskomponenten CO, CO₂, O₂ und N₂ können die Kohlenoxidkonzentration als

$$y_{CO} = \frac{V_{CO}}{V} = \frac{V_{CO}}{V_{CO} + V_{CO_2} + V_{O_2} + V_{N_2}} \quad (\text{Gl. A.24}),$$

$$y_{CO_2} = \frac{V_{CO_2}}{V} = \frac{V_{CO_2}}{V_{CO} + V_{CO_2} + V_{O_2} + V_{N_2}} \quad (\text{Gl. A.25})$$

ausgedrückt werden. Unterstellt man für diese Gaskomponenten ideales Gasverhalten, lassen sich die Konzentrationen auch über die Stoffmengen beschreiben:

$$y_{CO} = \frac{n_{CO}}{n_{CO} + n_{CO_2} + n_{O_2} + n_{N_2}} \quad (\text{Gl. A.26}),$$

$$y_{CO_2} = \frac{n_{CO_2}}{n_{CO} + n_{CO_2} + n_{O_2} + n_{N_2}} \quad (\text{Gl. A.27}).$$

Dabei sind

$$n_{N_2} = n_{N_2, zu} \quad (\text{Gl. A.28}),$$

$$n_{O_2} = n_{O_2, zu} - \frac{1}{2} n_{CO} - n_{CO_2} \quad (\text{Gl. A.29}).$$

Eingesetzt in (Gl. A.26) und (Gl. A.27) lassen sich die entstandenen Kohlenmonoxid- und Kohlendioxidmengen zu

$$n_{\text{CO}} = \frac{2 y_{\text{CO}}}{2 - y_{\text{CO}}} \cdot (n_{\text{O}_2, \text{zu}} + n_{\text{N}_2, \text{zu}}) \quad (\text{Gl. A.30}),$$

$$n_{\text{CO}_2} = y_{\text{CO}_2} \cdot (n_{\text{O}_2, \text{zu}} + n_{\text{N}_2, \text{zu}}) \cdot \left(1 + \frac{y_{\text{CO}}}{2 - y_{\text{CO}}}\right) \quad (\text{Gl. A.31})$$

und damit die umgesetzte Kohlenstoffmenge zu

$$n_{\text{C}} = n_{\text{CO}} + n_{\text{CO}_2} \quad (\text{Gl. A.32})$$

bestimmen. Die numerische Integration über die gesamte Abschaltzeit führt zur Gesamtkohlenstoffmenge:

$$n_{\text{C, ges}} = \sum_{t=t_0}^{t_{\infty}} [n_{\text{CO}}(t) + n_{\text{CO}_2}(t)] \quad (\text{Gl. A.33}).$$

Kontrolle

In die Bilanz fließt aus der Gasanalyse nur der Kohlenmonoxid- und Kohlendioxidmesswert ein. Deshalb ist über den ebenfalls erfassten Sauerstoffmesswert eine Kontrollrechnung möglich. Basis ist der über die Stoffmengen ausgedrückte Sauerstoffgehalt des Rauchgases, der entsprechend umgeformt wird.

$$n_{\text{CO}} = \frac{2}{(y_{\text{O}_2} + 1)} \left[\begin{array}{l} n_{\text{O}_2, \text{zu}} \left\{ (1 - y_{\text{O}_2}) - y_{\text{CO}_2} \left(1 + \frac{y_{\text{CO}}}{2 - y_{\text{CO}}} \right) \right\} \\ - n_{\text{N}_2, \text{zu}} \left\{ y_{\text{O}_2} + y_{\text{CO}_2} \left(1 + \frac{y_{\text{CO}}}{2 - y_{\text{CO}}} \right) \right\} \end{array} \right] \quad (\text{Gl. A.34}),$$

$$n_{\text{CO}_2} = y_{\text{CO}_2} \cdot (n_{\text{O}_2, \text{zu}} + n_{\text{N}_2, \text{zu}}) \cdot \left(1 + \frac{y_{\text{CO}}}{2 - y_{\text{CO}}}\right) \quad (\text{Gl. A.35}).$$

A.8 Stoffwerte

Spezifische Enthalpie

Bezugszustand:

$$h(\vartheta = 25\text{ °C}, p = 1\,013\text{ mbar}) = 0 \quad (\text{Gl. A.36}).$$

Näherungsansatz:

$$h = a_6 \vartheta^6 + a_5 \vartheta^5 + a_4 \vartheta^4 + a_3 \vartheta^3 + a_2 \vartheta^2 + a_1 \vartheta + a_0 \quad (\text{Gl. A.37}).$$

Koeffizienten:

Tab. A.7: Koeffizienten der Enthalpienäherungsgleichung, Quelle: BARIN und PLATZKI (1995) bzw. GÖRNER (1991) für Koks

	N₂	O₂	CO	CO₂	CH₄
	[kJ/mol]	[kJ/mol]	[kJ/mol]	[kJ/mol]	[kJ/mol]
a ₆	-3,944 44 · 10 ⁻¹⁹	-4,310 04 · 10 ⁻¹⁹	-4,884 93 · 10 ⁻¹⁹	2,565 67 · 10 ⁻¹⁹	-1,136 60 · 10 ⁻¹⁸
a ₅	2,635 35 · 10 ⁻¹⁵	2,356 30 · 10 ⁻¹⁵	3,100 51 · 10 ⁻¹⁵	-1,944 40 · 10 ⁻¹⁵	7,080 19 · 10 ⁻¹⁵
a ₄	-6,876 75 · 10 ⁻¹²	-4,410 06 · 10 ⁻¹²	-7,591 87 · 10 ⁻¹²	6,761 94 · 10 ⁻¹²	-1,606 83 · 10 ⁻¹¹
a ₃	8,069 92 · 10 ⁻⁹	2,088 54 · 10 ⁻⁹	8,141 18 · 10 ⁻⁹	-1,475 87 · 10 ⁻⁸	1,007 58 · 10 ⁻⁸
a ₂	-1,353 04 · 10 ⁻⁶	4,584 54 · 10 ⁻⁶	-6,606 61 · 10 ⁻⁷	2,312 02 · 10 ⁻⁵	2,646 39 · 10 ⁻⁵
a ₁	2,923 71 · 10 ⁻²	2,891 72 · 10 ⁻²	2,916 95 · 10 ⁻²	3,610 09 · 10 ⁻²	3,355 56 · 10 ⁻²
a ₀	-7,302 25 · 10 ⁻¹	-7,248 74 · 10 ⁻¹	-7,285 77 · 10 ⁻¹	-9,170 89 · 10 ⁻¹	-8,527 10 · 10 ⁻¹
	H₂	H₂O	Koks	Teer 1¹	Teer 2¹
	[kJ/mol]	[kJ/mol]	[kJ/kg]	[kJ/kg]	[kJ/kg]
a ₆	3,482 38 · 10 ⁻¹⁹	4,443 48 · 10 ⁻²⁰	-	-	-
a ₅	-1,957 02 · 10 ⁻¹⁵	6,945 60 · 10 ⁻¹⁷	-	-	-
a ₄	3,839 07 · 10 ⁻¹²	-1,516 24 · 10 ⁻¹²	-	-	-
a ₃	-2,547 04 · 10 ⁻⁹	3,446 40 · 10 ⁻⁹	-	-	-
a ₂	1,167 09 · 10 ⁻⁶	3,213 79 · 10 ⁻⁶	4,344 74 · 10 ⁻⁴	8,875 96 · 10 ⁻⁵	8,875 96 · 10 ⁻⁵
a ₁	2,894 95 · 10 ⁻²	3,331 56 · 10 ⁻²	1,050 43 · 10 ⁰	1,179 44 · 10 ⁻¹	1,179 44 · 10 ⁻¹
a ₀	-7,252 39 · 10 ⁻¹	4,316 93 · 10 ⁻¹	-3,131 67 · 10 ⁻¹	6,523 08 · 10 ⁻¹	6,523 08 · 10 ⁻¹

¹ als Phenol

Kinematische Viskosität

Näherungsansatz:

$$\nu_g = a_6 T^6 + a_5 T^5 + a_4 T^4 + a_3 T^3 + a_2 T^2 + a_1 T + a_0 \quad (\text{Gl. A.38}).$$

Koeffizienten:

Tab. A.8: Koeffizienten der Viskositätsnäherungsgleichung für Luft, Einheit: m^2/s , Quelle: KRAUSS (1991)

a_6	$2,424\ 00 \cdot 10^{-23}$	a_3	$-2,459\ 44 \cdot 10^{-13}$	a_0	$1,192\ 66 \cdot 10^{-8}$
a_5	$-1,141\ 12 \cdot 10^{-19}$	a_2	$2,389\ 42 \cdot 10^{-10}$		
a_4	$2,233\ 37 \cdot 10^{-16}$	a_1	$-1,797\ 24 \cdot 10^{-9}$		

Allgemeine Stoffwerte

Tab. A.9: Allgemeine Stoffwerte (WILLMES 2001)

	molare Masse	Normdichte ¹	Brennwert	
	[kg/kmol]	[kg/m ³]	[kJ/mol]	[kJ/m ³ _{i.N.}]
Luft	28,960	1,293	-	-
N ₂	28,013	1,251	-	-
O ₂	31,999	1,428	-	-
CO	28,010	1,250	283,5	12 654
CO ₂	44,010	1,965	-	-
CH ₄	16,043	0,716	980,8	43 783
H ₂	2,016	0,090	285,8	12 758
H ₂ O ²	18,015	0,804	-	-
Teer ^{2,3}	94,110	4,201	siehe (Gl. 3.13) Seite 48	

¹ bei 1 013 mbar und 273 K

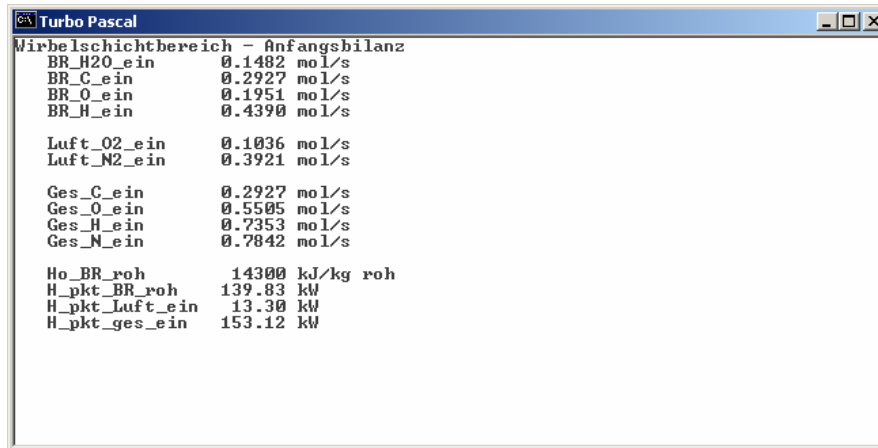
² als ideales Gas

³ beide Teerklassen als Phenol

Brennstoffspezifische Stoffwerte

Darrdichte Kiefernholz:	510 kg _{wf} /m ³	(NUSSBAUMER et al. 2001)
Hydrodynamische Koksichte:	200 kg/m ³	(KLEINDIENST 1998)
spezifische innere Koksoberfläche:	10 m ² /mol	(KLEINDIENST 1998)
Kokspartikelübertemperatur bei Oxidation:	100 K	(BORGHARDT 1996)

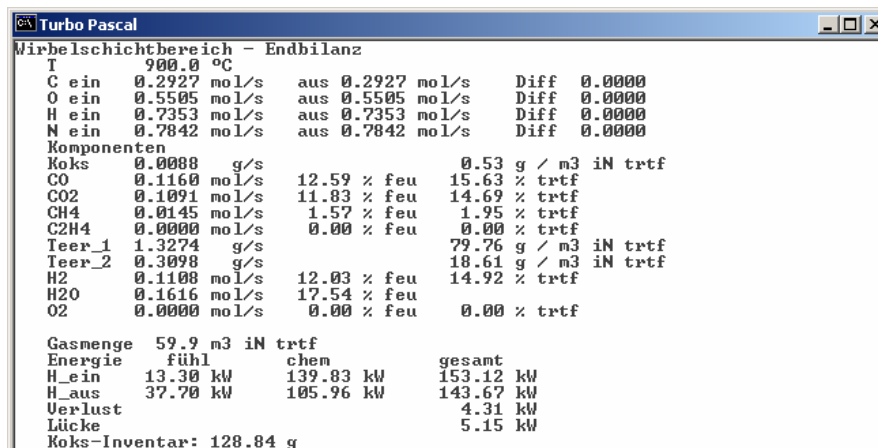
A.9 Beispielhafte Bildschirmausgaben der rechentechnischen Modellumsetzung



Wirbelschichtbereich - Anfangsbilanz

BR_H2O_ein	0.1482 mol/s
BR_C_ein	0.2927 mol/s
BR_O_ein	0.1951 mol/s
BR_H_ein	0.4390 mol/s
Luft_O2_ein	0.1036 mol/s
Luft_N2_ein	0.3921 mol/s
Ges_C_ein	0.2927 mol/s
Ges_O_ein	0.5505 mol/s
Ges_H_ein	0.7353 mol/s
Ges_N_ein	0.7842 mol/s
Ho_BR_roh	14300 kJ/kg roh
H_pkt_BR_roh	139.83 kW
H_pkt_Luft_ein	13.30 kW
H_pkt_ges_ein	153.12 kW

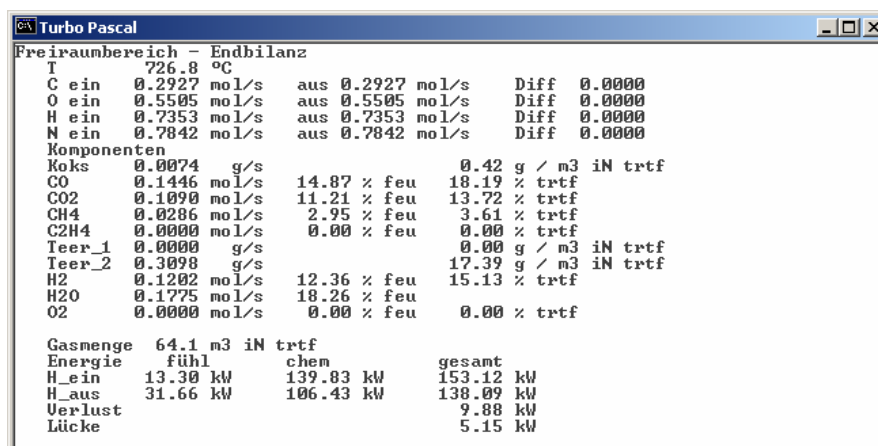
Abb. A.8: Bildschirmausgabe der Anfangsbilanz (eintretende Stoff- und Energieströme)



Wirbelschichtbereich - Endbilanz

T	900.0 °C			
C ein	0.2927 mol/s	aus 0.2927 mol/s	Diff	0.0000
O ein	0.5505 mol/s	aus 0.5505 mol/s	Diff	0.0000
H ein	0.7353 mol/s	aus 0.7353 mol/s	Diff	0.0000
N ein	0.7842 mol/s	aus 0.7842 mol/s	Diff	0.0000
Komponenten				
Koks	0.0088 g/s		0.53 g / m3	iN trtf
CO	0.1160 mol/s	12.59 % feu	15.63 % trtf	
CO2	0.1091 mol/s	11.83 % feu	14.69 % trtf	
CH4	0.0145 mol/s	1.57 % feu	1.95 % trtf	
C2H4	0.0000 mol/s	0.00 % feu	0.00 % trtf	
Teer_1	1.3274 g/s		79.76 g / m3	iN trtf
Teer_2	0.3098 g/s		18.61 g / m3	iN trtf
H2	0.1108 mol/s	12.03 % feu	14.92 % trtf	
H2O	0.1616 mol/s	17.54 % feu		
O2	0.0000 mol/s	0.00 % feu	0.00 % trtf	
Gasmenge	59.9 m3	iN trtf		
Energie	fühl	chem	gesamt	
H_ein	13.30 kW	139.83 kW	153.12 kW	
H_aus	37.70 kW	105.96 kW	143.67 kW	
Verlust			4.31 kW	
Lücke			5.15 kW	
Koks-Inventar:	128.84 g			

Abb. A.9: Bildschirmausgabe der Endbilanz und Austrittsgaszusammensetzung des Wirbelschichtbereiches



Freiraumbereich - Endbilanz

T	726.8 °C			
C ein	0.2927 mol/s	aus 0.2927 mol/s	Diff	0.0000
O ein	0.5505 mol/s	aus 0.5505 mol/s	Diff	0.0000
H ein	0.7353 mol/s	aus 0.7353 mol/s	Diff	0.0000
N ein	0.7842 mol/s	aus 0.7842 mol/s	Diff	0.0000
Komponenten				
Koks	0.0074 g/s		0.42 g / m3	iN trtf
CO	0.1446 mol/s	14.87 % feu	18.19 % trtf	
CO2	0.1090 mol/s	11.21 % feu	13.72 % trtf	
CH4	0.0286 mol/s	2.95 % feu	3.61 % trtf	
C2H4	0.0000 mol/s	0.00 % feu	0.00 % trtf	
Teer_1	0.0000 g/s		0.00 g / m3	iN trtf
Teer_2	0.3098 g/s		17.39 g / m3	iN trtf
H2	0.1202 mol/s	12.36 % feu	15.13 % trtf	
H2O	0.1775 mol/s	18.26 % feu		
O2	0.0000 mol/s	0.00 % feu	0.00 % trtf	
Gasmenge	64.1 m3	iN trtf		
Energie	fühl	chem	gesamt	
H_ein	13.30 kW	139.83 kW	153.12 kW	
H_aus	31.66 kW	106.43 kW	138.09 kW	
Verlust			9.88 kW	
Lücke			5.15 kW	

Abb. A.10: Bildschirmausgabe der Endbilanz und Austrittsgaszusammensetzung des Freiraumbereiches